N° Ordre...../FHC/UMBB/2022

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des **H**ydrocarbures et de la **C**himie

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

Mr. ALMA Oussama

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage

Thème

VERIFICATION DE LA COLONNE DE DEPROPANISATION DE L'UNITE DE GAS PLANT 1 (UNITE 30) DE LA RAFFINERIE DE SKIKDA

Devant le jury :

Prof	Mr.MOMOUN Hadj	UMBB	Président
MCA	Mr.SAOUD Abdesselam	UMBB	Examinateur
MCA	Mme.BEDDA Kahina	UMBB	Examinateur
Prof	Mr.BENTAHAR Nourredine	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2021/2022

Dédicaces

Tout d'abord, je remercie Dieu qui m'a aidé à réaliser ce travail.

Je dédie ce modeste travail a

Mon très cher père qui m'a encouragé et soutenue durant mes années d'études.

A ma très chère mère qui a sacrifie son bonheur pour le mien.

A mes chers frères et sœur.

A tous les professeurs et tous mes camarades de l'université.

A tous mes amies.

A tous ceux qui sont chères, proches de mon cœur et à tous ceux qui m'aiment et qui auraient voulu partager ma joie.

OUSSAMA

Remerciement

Je tenais tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant qui m'a donné la force et la patience d'accomplir ce modeste travail.

En second lieu, je tenais à remercier mon encadreur Mr.Nourredine BEN TAHAR pour l'orientation, la confiance, la patience, son aide et ses conseils précieux durant toute la période du travail.

Mes vifs remerciements vont également aux membres du jury pour l'intérêt qu'ils ont porté à mon travail.

Je tenais à remercier vivement tous les ingénieurs de service études et tous les équipes des opérateurs qui travail au sein de l'unité gaz plant ainsi que le personnel de la raffinerie de Skikda RA1/K, Pour ses conseils et son aide durant mon stage.

Remerciement à tous les professeurs qui m'ont enseigné pour tout le savoir qu'ils nous ont donné.

Enfin je tenais à remercier toutes les personnes de prés ou de loin qui m'ont aidée lors de la rédaction de ce travail.

Résumé

- Notre étude a été effectuée à la Raffinerie de Skikda RA1K, notamment au niveau de l'unité de gas plant 1 (U30).
- Notre séjour à l'unité de séparation de GPL avait pour but de connaître son principe de fonctionnement, ces équipements, son schéma de procédé, les différentes sections de traitement, les différents paramètres de Design et actuel, alimentation et produits finis.
- Le présent travail vise à calculer les paramètres et à dimensionner la colonne de dépropanisation C-03 et son ballon de reflux V-04, On a utilisé le modèle FUG (Fenske, Underwood, Gililand) pour refaire les calculs basant sur les données actuelles et on a comparé et interprété les résultats obtenus avec les paramètres du design.

Abstract

- Our study was carried out at the Skikda RA1K Refinery, notably at plant gas plant 1 (U30).
- Our experience with the LPG separation unit was to learn about its operating principle, its equipment, its process diagram, the various processing sections, the various parameters of Design and current, feed and finished products.
- The present work aims to calculate the parameters and to dimension the depropanization column C-03 and its reflux ball V-04. The model FUG (Fenske, Underwood, Gililand) was used to re-calculate the current data And the results obtained with the design parameters were compared and interpreted.

الملخص

أجريت هذه الدراسة على مستوى مصفاة سكيكدة RA1K، تحديدا في محطة الغاز1 الوحدة رقم 30 .

لقد كان الهدف الاساسي من فترتنا التدريبية في وحدة فصل غاز البترول المسال هو معرفة مبدأ التشغيل و المعدات ، مخطط العملية ، مختلف أقسام المعالجة ، مختلف معايير التصميم و كذلك المعمولة بها حاليا و المواد الأولية و المنتجات النهائية.

يهدف هدا العمل إلى حساب معايير وأبعاد العمود الخاص بفصل البروبان و البوتان C-03 و كرة الجزر V-04 الخاصة به،و لتحقيق ذلك إتبعنا نموذج FUG (Fenske، Underwood ، Gililand) انطلاقا من المعطيات الممنوحة لنا، ثم قمنا بمقارنة وتفسيرالنتائج المحصل عليها مع معايير التصميم.

Sommaire

Nomenclature

Liste des tableaux

Liste des figures

Introduction générale……1

Partie bibliographique

Chapitre I : Présentation et historique de la raffinerie de Skikda (RA1/K).

I.1. Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage 3

I.2. La raffinerie de Skikda (RA1/K) 3

I.2.1.Présentation de la raffinerie de Skikda..... 3

a) Situation géographique 3

b) Organigramme de la RA1K..... 5

I.2.2 L'objectif de la RA1K..... 5

I.2.3 Les principales installations de la RA1K 6

I.2.4 Présentation des différentes unités de production 6

I.3.Programme de réhabilitation–modernisation et adaptation des installations de la raffinerie de Skikda..... 9

I.3.1. Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda 10

I.3.2.Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1K ..12

I.3.3.Interconnexions de la RA1K au sein du pôle ''hydrocarbures de Skikda'' 13

Chapitre II : Description de l'unité d'affectation : gas plant 1 (U30) ''Traitement et séparation des GPL''.

II.1 Introduction 14

II.2 But et principe de l'unité (U30) :..... 14

Sommaire

II.3 Capacité d'usine : 14

II.4 Caractéristiques de la charge d'alimentation : 14

II.4.1GPL de l'unité U10 (Topping 1) : 15

II.4.2GPL de l'unité U100 (Magnaforming) : 15

Chapitre III : Généralité sur les GPL

III.1 Définition du GPL : 16

III.2 Provenance des GPL : 16

III.3 Caractéristiques générales des GPL : 17

III.4 Le GPL dans le monde : 20

III.4.1. Production mondiale du GPL : 20

II.4.2. Consommation mondiale des GPL : 20

III.5. Le GPL en Algérie.…..…….20

III.5.1. Production nationale du GPL : 20

III.5.2. Consommation nationale du GPL : 21

III.6. Exportation Algérienne des GPL : 22

III.7. Les utilisations principales du GPL : 23

III.8. Stockage et distribution des GPL : 26

III.9. Stockage associé à l'unité gaz plant 1 (U30) : 27

Chapitre IV : Théorie de la rectification

IV.1 Définition de la rectification…….29

IV.2 Description de la colonne de rectification :……..……29

IV.3 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :……...31

IV.4 Caractéristiques générales d'une colonne de rectification :……..31

IV.5 Types de colonnes de rectification 33

Sommaire

IV.5.1 Colonnes à plateaux : 33

IV.5.2 Colonnes à garnissages : 35

IV.6 Lois fondamentales de transfert de matière : 38

IV.7 Bilan matière de la colonne et de ses zones : 39

IV.8 Utilisation de la volatilité relative : 43

IV.9 Choix de la pression dans la colonne : 43

IV.10 Régime de la température dans la colonne : 44

IV.11 Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge : 45

IV.11.1 Le taux de vaporisation de la charge (e'$_o$) : 45

IV.11.2 Le taux de condensation de la charge ('$_o$) : 46

IV.12 Choix du taux de reflux : 47

IV.12.1 Fonctionnement à reflux minimal : 47

IV.12.2 Taux de reflux optimal : 47

V.13 Bilan thermique de la colonne : 48

Partie technologique

Chapitre V:Description du schéma technologique de l'unité de gas plant 1(U30).

V.1.Introduction……..... 50

V.2 Description de procédé détaillée : 50

V.2.1 Section de traitement d'alimentation : 50

V.2.2 Section de colonne de dééthanisation : 50

V.2.3 Section de colonne de séparation C3/ C4 ''Dépropaniseur'' : 51

V.3 Schéma descriptif de l'unité de gaz plant1 (U30) : 52

Chapitre VI : Système de sécurité de l'unité gas plant 1 (U30).

VI.1 Généralités : 54

VI.2 Système de sauvegarde de l'unité de Gaz plant : 54

VI.3 Instructions générales de sécurité : 56

Sommaire

VI.3.1 Instructions permanentes 56

VI.3.2 Instructions schématisées : 58

VI.3.3 Considération sur sécurité : 59

VI.3.3.1 Émanation de gaz toxique :..... 60

Partie calcul et vérification

Problématique……..61

Chapitre VII : Calcul de la colonne de dépropanisation (C-03), comparaison et interprétation.

Partie 01 : Calcul de la colonne de dépropanisation C-03 (cas actuel)

VII.1 Ordre de calcul ..……..63

VII.2 Données de départ : 63

VII.3 Calcul de la composition massique et molaire de chaque constituant de la charge d'alimentation : 64

VII.4 calcul de la composition du distillat et du résidu :..... 65

VII.5 Calcul de la pression et la température dans la colonne : 67

VII.6 Calcul des volatilités relatives aux différentes zones de la colonne:..... 70

VII.7 Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation : 71

VII.8 Calcul du taux de reflux :..... 72

VII.9 Calcul du taux de rebouillage : 74

VII.10 Calcul du nombre de plateaux théoriques :(par la méthode approximative de GILLILAND) ;..... 75

VII.11 Dimensionnement de la Colonne :..... 76

VII.11.1. Calcul du diamètre de la colonne :..... 76

VII.11.2 .Calcul de la hauteur de la colonne : 81

VII.12. Bilan thermique de la colonne (cas actuel)..... 82

Sommaire

VII.12.1 Calcul des densités de chaque phase :..... 83

VII.12.2 Détermination des enthalpies de chaque phase :..... 86

VII.12.3 Calcul de la charge thermique dans la colonne de dépropanisation : 90

Partie 02 : Calcul de la colonne de dépropanisation C-03 (cas design)

VII.13. Ordre de calcul ..……...…....91

VII.13.1. Les débits dans chaque phase…….....91

VII.13.2. Détermination de la composition molaire de chaque constituant……...91

VII.13.3. Calcul du taux de reflux, de rebouillage et de vaporisation...……....91

VII.14.Bilan thermique de la colonne (cas design) :……..92

VII.14.1.Calcul des densités de chaque phase :……..…92

VII.14.2 Détermination des enthalpies de chaque phase ……...92

VII.14.3 Calcul de la charge thermique dans la colonne de dépropanisation :…….....93

Partie 03 : Calcul du ballon de reflux (V-04)

VII .15.Dimensionnement du ballon de reflux……...93

Partie 04 : Comparaison et interprétation

Comparaison et interprétation…….....97

Conclusion générale…….....103

Référence bibliographiques

Annexe

Nomenclature

M_i : masse moléculaire du constituant «i» [kg/Kmoles].

M_{moy}: masse moléculaire du mélange [kg/Kmoles].

M_{mR} : Masse moléculaire moyenne du Résidu [kg/Kmoles].

M_{mD} : Masse moléculaire moyenne du Distillat [kg/Kmoles].

M_{ml} : Masse moléculaire moyenne de la charge vapeur [kg/Kmoles].

X_i: concentration massique du constituant «i» en phase liquide.

X'_i:concentration molaire du constituants «i» phase liquide.

X'_{Li} : concentration molaire du constituants «i» dans la charge.

X'_{Ri} : concentration molaire du constituants «i» dans le résidu.

X_{Ri} : concentration massique du constituants «i» dans le résidu.

Y'_i: concentration molaire du constituants «i» en phase vapeur.

Y'_{Di} : concentration molaire du constituants «i» dans le distillat.

$X'_{0\,i}$: concentration de l'élément «i» dans la zone d'alimentation phase liquide.

$Y'_{0\,i}$: concentration de l'élément «i» dans la zone d'alimentation phase vapeur

L' : débit molaire de la charge [kmole/h].

D' : débit molaire de distillat [kmole/h].

R' : débit molaire du résidu [kmole/h].

P_s : la pression au sommet de la colonne [atm].

P_f : la pression au fondde la colonne [atm].

P_b : la pression dans le ballon de reflux [atm].

P_L : la pression de la zone d'alimentation [atm].

ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur [atm].

ΔP_2 : Pertes de charge dues aux résistances des plateaux [atm].

t_s : la température au sommet de la colonne (°C).

t_f : la température au fond de la colonne (°C).

t_b : la température dans le ballon de reflux (°C).

t_L : la température d'alimentation (°C).

K_i : coefficient d'équilibre des phases de l'élément « i ».

K_r : coefficient d'équilibre des phases de l'élément de référence choisi généralement pour l'élément le plus lourd.

α_i : volatilité relative de l'élément «i».

α_{im} : La volatilité moyenne de l'élément « i ».

Nomenclature

α_{Li} : volatilité relative de l'élément «i» dans la charge .

α_{Di} : volatilité relative de l'élément «i» dans le distillat.

α_{Ri} : volatilité relative de l'élément «i» dans le résidu.

e'_0 : taux de vaporisation molaire de la charge.

r_{fmin} : taux de reflux minimal.

r_{fopt} : taux de reflux optimal.

$r_{b\ min}$: taux de rebouillage minimale.

r_{bopt} : taux de rebouillage opératoire ou optimal.

N_R : nombre de plateau théorique dans la zone de rectification.

N_E : nombre de plateau théorique dans la zone d'épuisement.

N_r : nombre de plateau réel dans la zone de rectification.

N_e : nombre de plateau réel dans la zone d'épuisement.

N_t : nombre totale des plateaux dans la colonne.

ε : l'efficacité des plateaux.

C : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux

d : diamètre de la colonne [m].

S : section de la colonne [m^2].

V: débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne [m^3/h].

W : vitesse admissible des vapeurs [m/s.].

V_m : débit molaire des vapeurs [mole/h].

Z : facteur de compressibilité.

$T_{C\,i}$: température critique de l'élément «i» [K].

$P_{C\,i}$: pression critique de l'élément «i» [bar].

T_r : température réduite de la phase vapeur [K].

P_r : pression réduite de la phase vapeur [bar].

ρ : La masse volumique des vapeurs [kg/m^3].

h_1 : distance entre le 1er plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne [m].

H_2 : hauteur de la zone de rectification [m].

H_3 : hauteur de la zone d'alimentation [m].

H_4 : hauteur de la zone d'épuisement [m].

H_5 : distance entre le 1er plateau de la zone d'épuisement et le fond inférieur de la colonne [m].

h_6 : hauteur de la jupe de la colonne.

h_p : distance entre deux plateau [m].

Nomenclature

$\mathbf{H_T}$: la hauteur totale de la colonne [m].

$\boldsymbol{\alpha}$ **:** coefficient de dilatation volumique.

$\boldsymbol{d_{15i}^{15}}$: densité de constituant « i » a 15°C.

$\boldsymbol{d_{4\,i}^{15}}$: densité relative du constituant« i » (a 4°C).

$\boldsymbol{d_{4\,moy}^{34}}$: densité du liquide dans le ballon de reflux a 34 °C.

$\mathbf{q_L}$: l'enthalpie de la phase liquide [kcal/kg].

$\mathbf{q_v}$: l'enthalpie de la phase vapeur [kcal/kg].

$\mathbf{Q_L}$:la charge thermique de l'alimentationen [Kcal/h].

$\mathbf{Q_R}$: Charge thermique du résidu en [Kcal/h].

$\mathbf{Q_{Rb}}$ **:**Charge thermique fournie par le rebouilleur en [Kcal/h].

$\mathbf{Q_D}$ **:** la charge thermique du distillat **en** [Kcal/h].

$\mathbf{Q_C}$: Charge thermique du condensateur en [Kcal/h].

$\mathbf{h_L}$: Enthalpie de la charge en [Kcal/kmole].

$\mathbf{h_{GR}}$: Enthalpie de la charge à l'état liquide en [kcal/kmole].

$\mathbf{h_R}$: Enthalpie du résidu en [Kcal/kmole].

$\mathbf{h_D}$: Enthalpie du distillat à l'état liquide en [Kcal/kmole].

$\mathbf{H_D}$:Enthalpie du distillat à l'état vapeur en [Kcal/kmole].

$\mathbf{H_{GR}}$: Enthalpie de la charge à l'état vapeur en [kcal/kmole].

$\mathbf{g'_x}$: Débit molaire du reflux liquide en [kmole/h].

$\mathbf{H_i}$: enthalpies des constituants « i » à l'état pur.

$\mathbf{H_{mélange}}$: l'enthalpie du mélange à l'état vapeur.

$\mathbf{Y_i}$: composition massique de constituant « i ».

S' : l'aie du segment .

S'': L'aire des deux segments.

F : le volume entre le NB et celui de NH.

$\mathbf{V_1}$: retenue correspondante à 5 min de soutirage du distillat D.

$\mathbf{V_2}$: retenue correspondante à 3min de reflux de tête g_D.

ℓ: longueur du ballon [m].

Đ : diamètre du ballon[m].

Liste des tableaux

Tableau	Titre du tableau	Page
Tableau I.1	Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1/K.	**12**
Tableau II.1	Alimentation de GPL de l'U10 (topping 1)	**15**
Tableau II.2	Alimentation de GPL de l'U100 (magnaforming)	**15**
Tableau III.1	Les températures d'ébullition et les masse volumiques du propane et du butane.	**17**
Tableau III.2	Les pouvoirs calorifiques du butane et du propane commerciaux.	**19**
Tableau III.3	Puissance énergétique des GPL par rapport aux autres combustibles.	**24**
Tableau III.4	Valeurs comparatives PCI des GPL avec d'autres	**24**
Tableau III.5	Données de pollution des différents combustibles.	**25**
Tableau III.6	Les conditions de stockages du propane et butane commerciaux à la RA1K.	**28**
Tableau III.7	Caractéristiques des réservoirs de stockage associés à l'unité	**28**
Tableau VII.1	Composition molaire de la charge	**63**
Tableau VII.2	Composition et débits molaires et massiques de la charge.	**64**
Tableau VII.3	Compositions et les débits molaires de la charge, Distillat et Résidu.	**67**
Tableau VII.4	Représentant les valeurs de la constante d'équilibre dans le ballon de reflux.	**68**
Tableau VII.5	Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Distillat	**69**
Tableau VII.6	Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Résidu	**69**
Tableau VII.7	Représentant les valeurs de la constante d'équilibre de l'Alimentation.	**70**
Tableau VII.8	Les valeurs de la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone de la colonne.	**71**
Tableau VII.9	Représentant les valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne.	**71**
Tableau VII.10	Calcul des valeurs de X'_{0i} et Y'_{0i} de chaque constituant	**72**
Tableau VII.11	La valeur du taux de vaporisation de la charge calculée en fonction du facteur d'équilibre des phases	**73**
Tableau VII.12	L'application de la formule qui calcul le taux de reflux minimal	**73**
TableauVII.13	L'application numérique de la formule qui calcul le taux de rebouillage minimal.	**74**
Tableau VII.14	La température et la pression critiques moyennes du Distillat.	**78**
Tableau VII.15	Représentant les concentrations massiques du Distillat	**79**
Tableau VII.16	Représentant le calcul de la masse volumique du liquide dans le ballon de	**80**
Tableau VII.17	Les valeurs du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux	**81**

Liste des tableaux

Tableau VII.18	Les concentrations massiques de la charge liquide.	**83**
Tableau VII.19	Calcul de la densité relative de la charge liquide	**84**
Tableau VII.20	Représentant les concentrations massiques du résidu	**85**
Tableau VII.21	Calcul de la densité relative du résidu	**85**
Tableau VII.22	Calcul de la densité relative du distillat liquide	**86**
Tableau VII.23	La température et la pression critiques moyennes du Distillat vapeur	**88**
Tableau VII.24	La température et la pression critiques moyennes de la charge vapeur	**88**
Tableau VII.25	Les enthalpies de chaque phase	**89**
Tableau VII.26	Les débits de chaque phase	**89**
Tableau VII.27	La composition molaire de chaque constituant dans chaque phase	**91**
Tableau VII.28	Taux de reflux, de rebouillage et de vaporisation	**91**
Tableau VII.29	La densité de chaque phase	**91**
Tableau VII.30	Les enthalpies de chaque phase	**92**
Tableau VII.31	Les charges thermiques de chaque zone	**92**
Tableau VII.32	Paramètres de marche de la colonne	**93**
Tableau VII.33	Capacité thermique	**97**
Tableau VII.34	Dimensions de la colonne	**98**
Tableau VII.35	Dimensions du ballon	**99**
Tableau VII.36	Comparaison de la composition et débit molaire de la charge avec les valeurs données par le design.	**99**
Tableau VII.37	Comparaison de la composition et débit molaire du propane calculés avec les valeurs données par le design.	**100**
Tableau VII.38	Comparaison de la composition et débit molaire du butane calculés avec les valeurs données par le design.	**100**
Tableau VII.39	comparaison de la composition et débit molaire du butane calculés avec les valeurs données par le design	**101**

Liste des figures

Figure	Titre de la figure	Page
Figure I.1	Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda	**4**
Figure I.2	Organigramme de la RA1K	**5**
Figure I.3	Configuration avant réhabilitation de la raffinerie	**11**
Figure I.4	Configuration finale de la raffinerie	**11**
Figure I.5	Les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda	**13**
Figure III.1	La provenance du GPL	**17**
Figure III.2	La consommation mondiale des GPL par secteur (année 2015)	**20**
Figure III.3	Production nationale des GPL	**21**
Figure III.4	Structure de la consommation finale par produit.	**21**
Figure III.5	Evaluation des exportations de Sonatrach des GPL (Butane et Propane) par région	**22**
Figure III.6	Evaluation des exportations de Sonatrach des GPL (Butane et Propane) par région	**22**
Figure III.7	L'avantage lié au stockage des GPL sous forme liquide	**26**
Figure III.8	Vue extérieur de réservoirs sous pression (Une sphère et quatre cigares)	**27**
Figure IV.1	Colonne de rectification	**30**
Figure IV.2	Colonne à plateaux	**33**
Figure IV.3	Plateau à calottes (à cloches)	**34**
Figure IV.4	Plateau perforé à déversoir	**34**
Figure IV.5	plateau à clapets	**35**
Figure IV.6	Plateau à jet directionne	**35**
Figure IV.7	différent types de garnissage en vrac	**36**
Figure IV.8	différent types de garnissage en vrac	**37**
Figure IV.9	Garnissage structuré métallique	**37**
Figure IV.10	Colonne de rectification avec découpage en zones et notations	**40**
Figure V.11	Schéma descriptif de la zone de rectification	**40**
Figure IV.12	Schéma descriptif de la zone d'épuisement	**41**
Figure IV.13	Schéma descriptif de la zone d'alimentation	**42**

Liste des figures

Figure IV.14	schéma descriptif des enthalpies dans une colonne de rectification	**48**
Figure V.1	Schéma simplifié de flux de l'usine à gaz 1 (U30)	**53**
Figure VI.1	l'extincteur à poudre	**58**
Figure VII.1	Ballon de reflux	**94**

Introduction générale

Introduction générale :

Durant la dernière vingtaine d'années, une nouvelle énergie a réussi à se frayer un chemin à côté du pétrole et du gaz naturel ; il s'agit des gaz de pétrole liquéfiés (GPL) **[1]**.

Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) sont les produits des raffineries de pétrole issus de la distillation atmosphérique et du craquage/reformage des produits lourds, et aussi les produits des complexes de traitement et de liquéfaction du gaz naturel.

Les GPL sont une source d'énergie très importante et constituant après le gaz naturel et le pétrole l'une des plus importantes sources de revenus de notre pays. Il existe plus de 1000 applications pour les GPL, les gaz butane et propane **[2]**.
Les GPL ont réussi à pénétrer des secteurs aussi divers que la pétrochimie, l'agriculture, l'industrie et l'automobile **[1]**. Le GPL est le carburant alternatif le plus utilisé dans le monde avec plus de 13 millions de véhicules.

Le GPL s'est imposé essentiellement grâce à ses caractéristiques propres, sa souplesse d'utilisation, en tant que combustible dans de nombreuses applications, le coût raisonnable que présente son stockage et son transport, sa sécurité d'approvisionnement, son prix compétitif, et d'autres avantages d'un point de vue écologique. Les GPL permettent également de réduire les émissions de particules qui peuvent provoquer de graves problèmes de santé. C'est pourquoi les GPL sont reconnus comme l'énergie la plus polyvalente de la planète **[2]**.

L'Algérie a mené depuis les années 1980 une politique de développement du GPL carburant en substitution des carburants traditionnels et notamment les essences, en raison de ses réserves importantes en GPL et pour lutter contre la pollution **[3]**.

La raffinerie de Skikda (RA1K) est l'une des plus importantes industries pour l'économie nationale, elle couvre notre pays, surtout la région Est avec différents produits finis ou semi finis issus de différentes unités de traitement et de conversion.

Parmi les unités de traitement, on cite les unités (U30, U31 et U104) de traitement et séparation des GPL issus des deux unités de topping et des deux unités de reformage catalytique. Ces unités de traitement de GPL ont pour but la valorisation de propane et de butane.

INTRODUCTION GENERALE

Le GPL occupe une place de grande importance dans la stratégie de commercialisation des hydrocarbures de Sonatrach. En 2013, les trois unités de gaz plant ont subis une réhabilitation pour augmenter la capacité de production des GPL et pour avoir des GPL conforme aux normes de commercialisation mondiale. La capacité de production des GPL à la RA1K est passée de 608 000 à 747 765 tonne/an, soit une augmentation de 23 % par rapport à la phase pré-réhabilitation **[4]**.

Le présent travail a pour objectif de calculer et vérifier le fonctionnement de la colonne de dépropanisation de l'unité de gaz plant 1 (U30) de la RA1K par rapport au design.

Le travail s'articule en trois parties : partie bibliographique, partie technologique et partie calcul et vérification.

1) Partie bibliographique : elle comporte quatre chapitres :

Dans le premier chapitre, on va présenter en général le lieu où notre stage pratique s'est déroulé.

Dans le second chapitre, on donnera une description générale sur l'unité d'affectation ''Gas plant 1 (U30)''

Dans le troisième chapitre on introduira des généralités sur les GPL, leurs provenances, ses caractéristiques, ainsi que ses domaines d'utilisation, leurs marché national et international, leurs stockage et distribution.

Le quatrième chapitre est consacré pour parler un peu sur la théorie de la rectification.

2) Partie technologique : elle comporte deux chapitres :

Dans le cinquième chapitre, on va décrire le schéma technologique de l'unité de traitement et de séparation du gas plant 1 (U30).

Dans le sixième chapitre, on va présenter en général le system de sécurité dans l'unité d'affectation ''Gas plant 1 (U30)'

3) Partie calcul et vérification :

Le septième chapitre est destiné pour le calcul et la vérification de la colonne de dépropanisation et de son ballon de reflux, ainsi pour comparer et interpréter les résultats obtenus lors de notre calcul avec les valeurs données par le design.

Enfin, nous portons une conclusion générale.

Partie Bibliographique

Chapitre I

Présentation et historique de la raffinerie de Skikda (RA1K)

I.1. Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage :

A l'origine le raffinage a été une activité intégrée dans la société SONATRACH. En janvier 1982 le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en entreprise nationale de raffinage et distribution des produits pétroliers ERDP. L'ERDP crée par décret 80-101 du 06 avril 1980 dans le cadre de la restructuration de la SONATRACH, mise en place le 02 janvier 1982, l'ERDP est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. À partir du 02 février 1985 l'ERDP a été transformée sous le nom commercial qui est la NAFTAL, cette dernière est subdivisée en quatre unités à savoir :

- Unité NAFTAL de raffinage.
- Unité NAFTAL de distribution.
- Unité NAFTAL de maintenance.
- Unité NAFTAL portuaire.

A compter du 25 août 1987 et par décret 87 fut créé l'entreprise nationale NAFTEC de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 janvier 1988. Elle est pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie de raffinage : traitement du pétrole brut et du condensât ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation. Le nombre total des travailleurs est environ 4500 travailleurs présenté sur l'ensemble de trois raffineries avec la direction générale. [4]

I.2. La raffinerie de Skikda (RA1/K) :

I.2.1. Présentation de la raffinerie de Skikda :

Le complexe de raffinerie de pétrole de Skikda, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud brut en produits pétroliers répondants à des spécifications requises " Normes nationales et internationales.

Il a une capacité de traitement actuelle égale à 16,8 millions t/an, ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an).

a) <u>Situation géographique :</u>

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7Km à l'Est de Skikda et à 2Km de la mer (Figure I.1), elle est aménagée sur une superficie actuelle égale à 250

hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1550 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport-Est (ETU) de Skikda, qui est une station intermédiaire de Hassi Messaoud. Le complexe est alimenté par un pipe-line de longueur de 760 km.

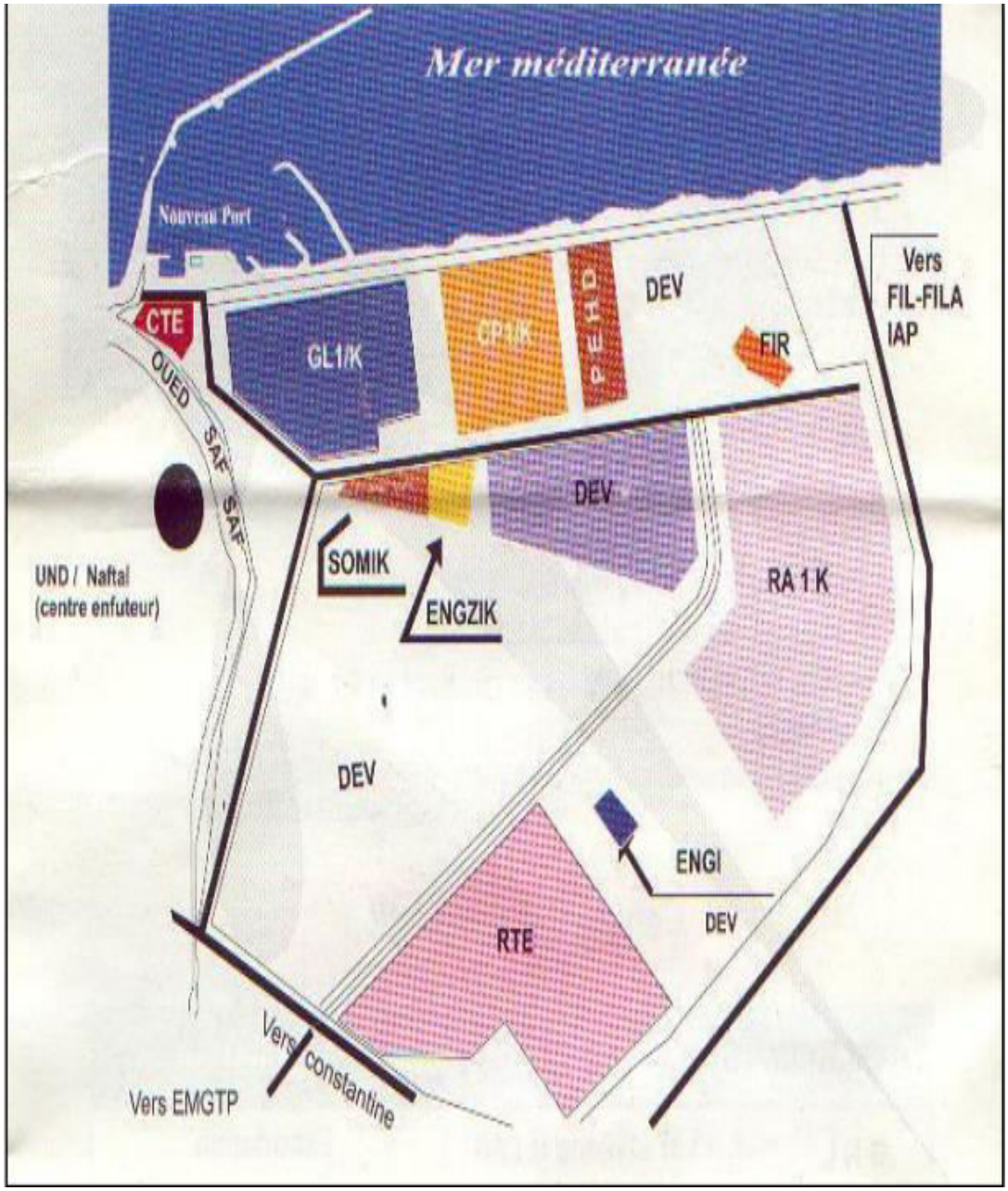


Figure I.1 : Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda [4]

b) **Organigramme de la RA1K :**

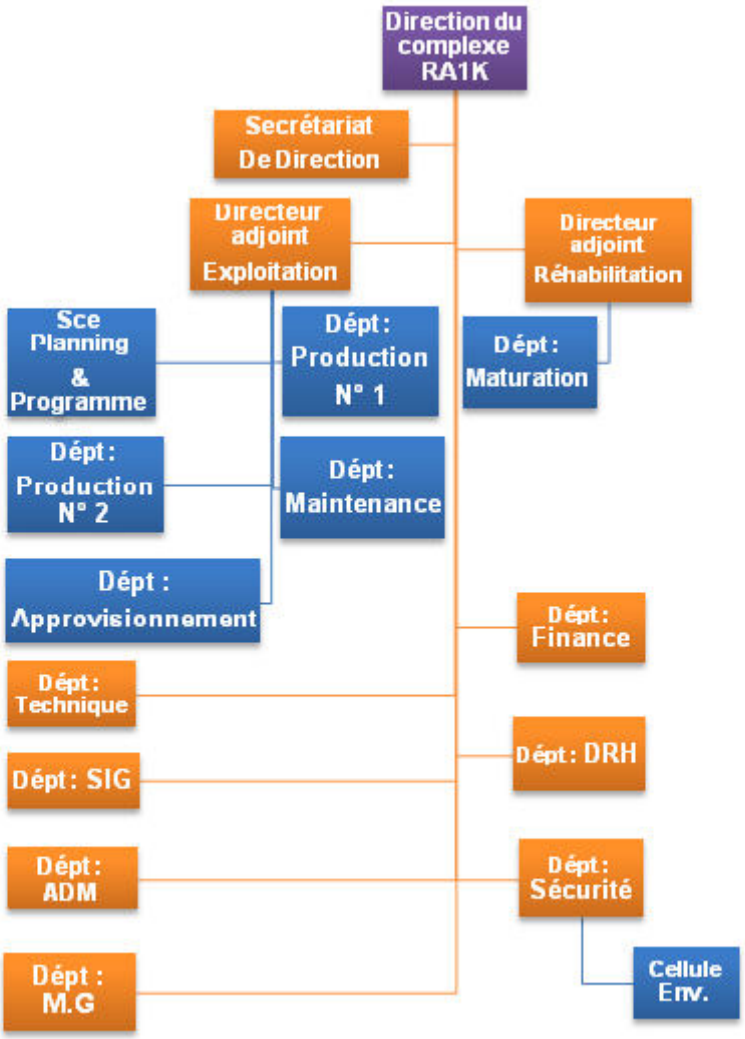


Figure I.2 : Organigramme de la RA1K

I.2.2. L'objectif de la RA1K :

Les deux objectifs principaux de cette raffinerie sont de :

- Continuer à assurer la couverture des besoins du marché national en produits raffinés, sur le plan quantitatif et qualitatif.
- Continuer à offrir des produits raffinés, destinés à l'exportation répondants aux normes en vigueur sur les marchés internationaux.

I.2.3. Les principales installations de la RA1K:

La raffinerie est divisée en différentes zones et en outre elle comprend 16 unités de production

- 02 de distillation atmosphérique (TOPPING), Unité 10 et 11.
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (Magnaforming).
- Unité 101/103 de prétraitement et de reforming catalytique (Platforming).
- Unité 30/31 et 104 : gaz plant (traitement et séparation des gaz GPL).
- Unité 200 d'extraction et de fractionnement des aromatiques.
- Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène.
- Unité 70 de distillation sous vide (production des bitumes).
- Unité 700/701 et 702/703 de l'isomérisation des xylènes.
- Unité C.T.E 1050: centrale thermique électrique et utilités (**C.T.E1**).
- centrale thermique électrique et utilités (**C.T.E2**).
- Unité 900 de la production d'hydrogène.
- Unité 600 de stockage, mélange et expédition (**MEL.EX**) ; MELEX nord, Est et sud.

I.2.4. Présentation des différentes unités de production

- **Unité de distillation atmosphérique U10-11**

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud pour avoir les produits suivants : G.P.L, Iso-pentane, Naphta A, Naphta B (65°-150°) Naphta C (150°- 180°) Kérosène (180° -225°) Gasoil léger (225°-320°) Gasoil lourd (320°-360°) Résidu (>360°). [4]

- **Unité de magnaforming U100 et Platforming U101 et 103**

L'unité 100 appelée auparavant Magnaforming, elle utilisait un catalyseur à base de magnésium. Actuellement et après revamping les deux unités ont le même type de catalyseur à base de platine (platforming), les deux unités ont pour but de transformer le naphta moyen obtenu du Topping en réformât utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences. [4]

- **Unité d'extraction des aromatiques U200**

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures. La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement de la colonne C5 splitter du réformât de l'unité 100. [4]

- **Unité de séparation du para-xylène U400**

Cette unité est conçue pour récupérer le paraxylène, un produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de magnaforming (avant réhabilitation), permet par cristallisation de séparer le paraxylène des autres xylènes (méta-ortho) et éthyle-benzène. Le paraxylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylènes pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc. [4]

- **Unité de production de bitume U70**

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI). [6] Elle se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé : -Une partie vers le stockage. -L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé. [4]

- **Unité d'isomérisation du naphta légère A U700/701/702/703**

L'objet de l'Unité 700 hydrotraitement du naphta léger est de produire des charges d'alimentation hydro traitée propres pour alimenter l'Unité 701 d'Isomérisation. Ces charges d'alimentation doivent être suffisamment basses en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, les dioléfines, les oléfines, l'arsenic, le mercure et d'autres métaux afin de ne pas affecter les unités en aval.

- **Unité de séparation et traitement des gaz U30-31-104**

Cette unité sera détaillée dans le chapitre II.

- **Unité Melex U600**

La raffinerie possède une capacité de stockage de 2.500.000 T/ans environ. L'unité comprend les équipements nécessaires au mouvement blending et exportation des produits finis. [4]

L'évacuation des produits finis se fait par un réseau de canalisation vers les deux ports de Skikda, Les dépôts G.P.L. et carburants de Skikda ainsi que le centre installation intégrée de distribution du Khroub (Constantine). [4]

L'évacuation du bitume routier se fait quant à elle par camions et par pipeline vers le port. La majorité des produits finis est obtenue à partir de mélange de plusieurs produits de base, car il serait difficile d'obtenir directement (tout en restant dans les limites de la rentabilité) des produits répondant aux spécifications. [4]

- **Unité 1050 : centrale thermoélectrique (CTE)**

C'est le système nerveux de la raffinerie, la CTE se compose de 11 sections à savoir :

- ✓ La section 62 pour la production d'eau déminéralisée.
- ✓ La section 1020 pour le refroidissement de l'eau.
- ✓ La section 1030 pour le stockage et le pompage de l'eau de barrage ou de l'eau potable
- ✓ La section 1040 pour le stockage et le pompage de l'eau anti-incendie.
- ✓ La section 1050 pour la génération de la vapeur « chaudières ».
- ✓ La section 1060 pour la récupération et le traitement du condensât.
- ✓ La section 1070 au système Fuel-gas.
- ✓ La section 1080 pour la production de l'air instrument et l'air service.
- ✓ La section 1100 pour le traitement des effluents.
- ✓ La section 1110 de production de l'azote (N2). La section de production de l'électricité. [4]

- **Unité 1020 : Tour de refroidissement**

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes provenant des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyées vers les différentes unités aux moyens des pompes. [4]

- **Unité1110 :l'azote**

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes. [4]

- **Unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP)**

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- ✓ Vapeur haute pression.
- ✓ Vapeur moyenne pression.
- ✓ Vapeur basse pression. [4]

- **Unité 1080 : Air comprimé**

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs. Une partie de cet air filtré comprimée est envoyée vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine pour être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production. [4]

- **Unité 62 de déminéralisation**

L'unité 62 est désignée pour déminéralisation l'eau dessalée provenant des CP1K ou GNL pour l'alimentation des chaudières et les autres unités. [4]

- **Laboratoire de contrôle**

Le service laboratoire dépend du département technique, le laboratoire de la raffinerie est un laboratoire de control des unités et d'analyse des produits finis commercialisés soit vers le marché extérieur, soit vers le marché intérieur. [4]

I.3. Programme de réhabilitation–modernisation et adaptation des installations de la raffinerie de Skikda :

A l'effet de :

- ✓ Augmenter le niveau de sécurité des installations de la Raffinerie.
- ✓ Lever les contraintes d'exploitation.
- ✓ Adapter l'outil de production à l'évolution des spécifications des produits raffinés (normes européennes).

- ✓ Augmenter les capacités de raffinage de pétrole brut et de production des aromatiques, produits à très forte valeur ajoutée.
- ✓ Moderniser le réseau électrique.
- ✓ Moderniser l'instrumentation. [4]

I.3.1. Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda :

- ✓ Réhabilitation des deux unités de distillation atmosphérique avec augmentation de capacité de 10% pour le traitement du pétrole brut de qualité HASSI MESSAOUD.
- ✓ Réhabilitation des deux unités de séparation des GPL.
- ✓ Réhabilitation des utilités et des off-sites.
- ✓ Modernisation de l'instrumentation par l'installation d'un système numérique de contrôle commande et la construction d'une nouvelle salle de contrôle centralisée.
- ✓ Modernisation du système de réception et de distribution de l'électricité.
- ✓ Remise à niveau de l'unité de reforming catalytique (reforming 1) et reconfiguration de la chaîne de production des aromatiques par le revampent de l'unité de récupération du benzène et du toluène, la construction d'une unité de cristallisation du para-xylène et d'une unité d'isomérisation des xylènes.
- ✓ Construction de deux unités d'isomérisation des naphtas permettant de disposer d'une base à haut indice d'octane (2 x 347.000 TM/AN).
- ✓ Construction de deux unités d'hydrodésulfuration de gazole (2 x 2.627.000 TM /AN) : opération différée à une date ultérieure. [4]

Les Figures I.3 et I.4 illustrent les configurations de la raffinerie de Skikda avant et après réhabilitation. [4]

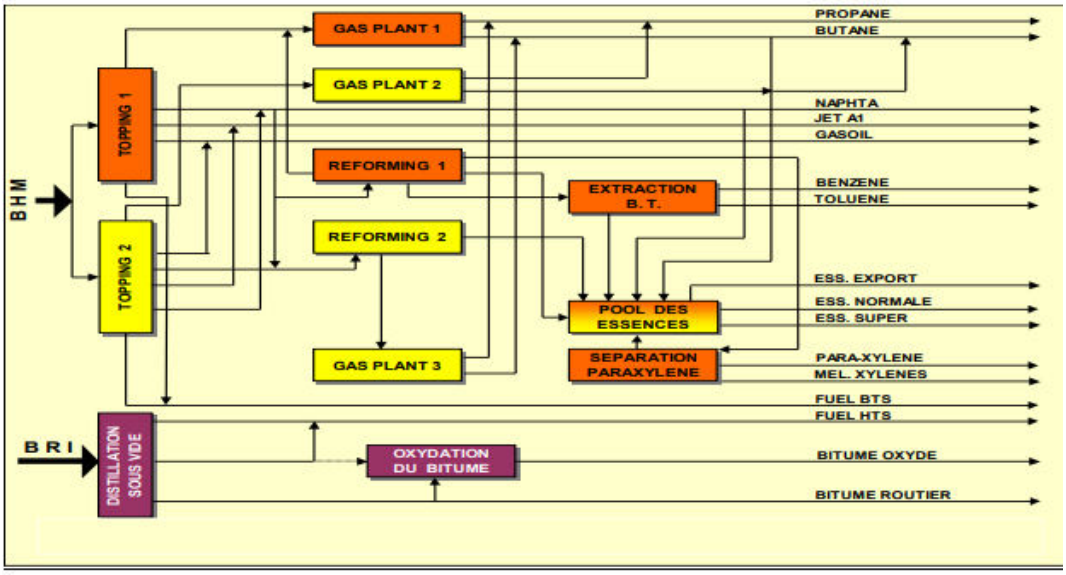


Figure I.3 : Configuration avant réhabilitation de la raffinerie [4]

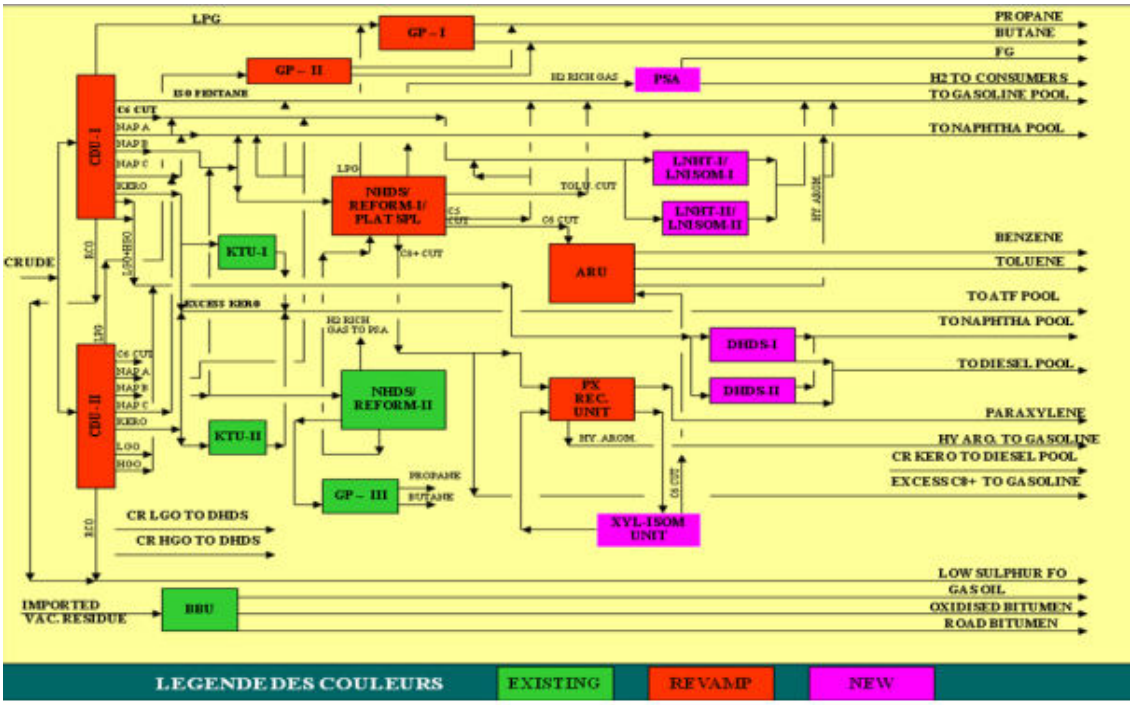


Figure I.4 : Configuration finale de la raffinerie [4]

I.3.2. Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1K :

Le tableau suivant donne la relation de tonnages entre les matières première utilisées et les différents produits finis.

Tableau 1 : Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1/K.

Unité : tonne/an	Avant réhabilitation	Post réhabilitation	Quantités additionnelles	
Capacité de traitement				
Pétrole brut	15 000 000	16 500 000	1 500 000	10%
Brut réduit importé	277 000	277 000	-	-
Capacité de Production				
GPL	608 000	747 768	139 768	23%
Essences	1 718 000	2 135 400	417 400	24%
Naphta	1 943 000	2 009 120	66 120	3%
Kérosène	1 500 000	1 500 000	-	-
Gasoil	3 622 000	4 713 968	1 091 968	30%
Fuels	5 038 000	4 777 664	-290 336	-6%
Benzène	90 000	197 100	107 100	119%
Toluène	5 000	16 900	11 900	238%
Paraxylène	38 000	220 100	182 100	479%
Bitumes	145 000	145 000	-	-

I.3.3. Interconnexions de la RA1K au sein du pôle ‘’hydrocarbures de Skikda’’ :

La figure suivante schématise les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda.

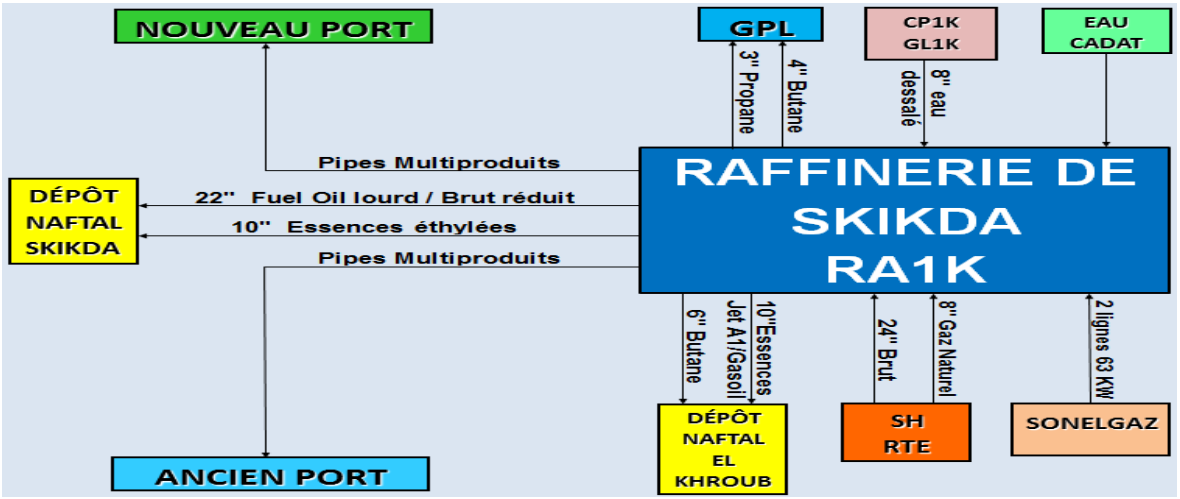


Figure I.5 : les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda

Chapitre II

Description de l'unité d'affectation : gas plant I (U30) '' traitement et séparation des GPL''

II. Description de l'unité d'affectation : gas plant I (U30) '' traitement et séparation des GPL'' :

II.1. Introduction :

Le stage pratique lié à ce travail est effectué au niveau de l'unité de séparation de gaz « Gaz plant » U30. Cette unité a pour but de séparer à partir des GPL obtenus des unités topping et de magnaforming le propane et le butane commerciaux, le reste est utilisé comme fuel gaz.

Le propane et le butane produits dans cette unité sont conduits vers les réservoirs de stockage, des sphères ou des cylindres horizontaux appelés aussi « cigares ».

II.2. But et principe de l'unité (U30) :

Cette unité est alimentée en gaz provenant des unités existantes ainsi que des nouvelles unités, l'objectif de cette unité est comme suit :

- Enlèvement de l'humidité du GPL avant d'aller aux sections de récupération du propane et du butane.
- Enlèvement des gaz légers du GPL.
- Séparation du propane et du butane.

La tête de l'unité de Topping contient les gaz légers (C_1 – C_4) qui nécessitent la séparation. En outre, la tête contient aussi le H_2O qui nécessite également le traitement correct. Pour ces objectifs, l'usine à gaz a été installée au sein de la raffinerie. L'usine à gaz-1 (unité 30) reçoit le GPL de l'unité 10 (topping 1) et de l'unité 100 (reforming 1).

II.3. Capacité d'usine :

Les usines de gaz-1 (U30) et 2 (U31) existante reçoivent les flux d'alimentation de GPL des unités de topping U10, U11 et de l'unité de magnaforming (U100). La capacité d'étude pour la réhabilitation de chaque usine à gaz-1 et 2 existante sera de **46851 Kg/h**, y compris **43091Kg/h** du topping 1 (U10) et **3760 Kg/h** de l'unité de magnaforming (U100).

II.4. Caractéristiques de la charge d'alimentation :

La quantité et la qualité du flux de GPL de l'unité U10 (unité de topping 1) et de l'unité de Magnaforming U100 sont données ci-dessous selon BEEB (Base d'Etude d'Engineering de Base) pour l'usine à gaz-1:

II.4.1. GPL de l'unité U10 (Topping 1) :

L'unité de topping 1 de la RA1K alimente l'unité 30 avec un débit massique de GPL de **43091 kg/h**. les compositions massiques des constituants de cette charge sont mentionnées dans le tableau ci-dessous.

Tableau II.1 : Alimentation du GPL issu del'U10 (topping 1) **[5]**

Constituant	Quantité (% poids)
Eau	0.039
Méthane	0
Ethane	1.229
Propane	22.559
IsoButane	10.465
Normal Butane	65.157
Iso Pentane	0.47
Normal Pentane	0.081
Total	100

II.4.2. GPL de l'unité U100 (Magnaforming) :

L'unité de magnaforming de la RA1K alimente l'unité 30 du gaz plant avec un débit massique de GPL de **3760 kg/h**. les compositions massiques des constituants de cette charge sont mentionnées dans le tableau ci-dessous.

Tableau II.2 : Alimentation du GPL issu del'U100 (magnaforming) **[5]**

Constituant	Quantité (% poids)
Eau	0
Méthane	0.035
Ethane	1.62
Propane	16.107
IsoButane	25.264
Normal Butane	56.938
Iso Pentane	0.035
Total	100

Chapitre III

Généralités sur les GPL

III. Généralités sur les GPL :

III.1. Définition du GPL :

Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) sont des hydrocarbures composés majoritairement de coupes en C_3 et C_4, le butane et le propane étant les principaux composants. Gazeux à température normale (15°C) et à la pression atmosphérique (1,013 bar), les GPL sont facilement liquéfiables sous faible pression à la température ambiante :

- 1,5 bar pour le butane.
- 7 bars pour le propane.

Ce qui rend aussi leur manipulation et leur transport très aisés **[6]**.

III.2. Provenance des GPL :

Les GPL proviennent de deux origines :

III.2.1. Les champs de gaz :

62% des volumes des GPL produits dans le monde proviennent de l'extraction des gaz de champs **[2]**.

En moyenne, un champ de gaz naturel fournit près de 90 % de méthane (CH_4) mais aussi 5 % de propane et 5 % d'autres gaz dont le butane. Schématiquement, on refroidit le gaz naturel extrait pour en séparer les différents constituants. On obtient alors des GPL (butane et propane à l'état liquide) alors que le méthane se trouve encore à l'état gazeux, ces gaz ayant des points de liquéfaction différents **[7]**.

III.2.2. Les raffineries de pétrole :

38% des GPL dans le monde sont issus du raffinage du pétrole brut **[2]**. Du butane et du propane sont également récupérés lors de l'extraction de pétrole, sous forme de gaz associés dissous (d'où l'appellation de gaz « de pétrole » liquéfiés). Lors du raffinage du pétrole brut, le butane et le propane constituent entre 2 et 3 % de l'ensemble des produits obtenus. Ils constituent les coupes les plus légères issues de la distillation du pétrole brut. Ces gaz sont également récupérés à l'issue d'opérations de traitement « secondaires », après la phase de distillation.

Les GPL représentent entre 2 et 3 % de l'ensemble des produits obtenus. Selon sa provenance, une tonne de pétrole brut traitée donne 20 à 30 kg de GPL. Les pourcentages de butane et de propane contenus dans le gaz naturel et le pétrole brut sont très variables d'un gisement à un autre **[7]**.

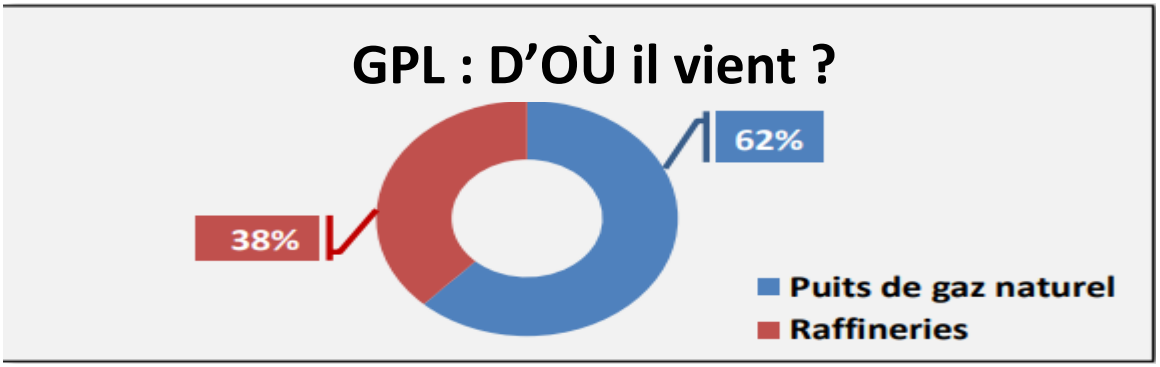


Figure III.1 : La provenance du GPL [2].

III.3. Caractéristiques générales des GPL :

III.3.1. Température d'ébullition et masse volumique :

Les températures d'ébullition et les masse volumiques du propane et du butane sont représentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau III.1 : Les températures d'ébullition et les masse volumiques du propane et du butane **[6]**.

		Propane	Butane
Température d'ébullition (°C)		**-42**	**0**
Masse volumique du GPL (kg/m^3) à 15°C	**à l'état liquide**	**515**	**585**
	à l'état gazeux	**1,85**	**2,50**

III.3.2. Tension de vapeur :

C'est la pression pour laquelle il y a équilibre entre la phase gazeuse et la phase liquide du produit. Exprimée en bar, elle varie de façon importante avec la température. Plus la température augmente plus la pression augmente.

A 15 °C :

- Le propane a une pression d'environ 7 bars.
- Le butane a une pression d'environ 1,5 bar **[8]**.

III.3.3. Densité :

Aux conditions normales de température et de pression, le GPL est plus lourd que l'air ; sa densité diminue avec l'augmentation de la température et à titre d'exemple ; à 38°C la densité est de 0,534. La densité est très importante dans le GPL commercial **[8]**.

III.3.4. Pouvoir calorifique :

Le pouvoir calorifique ou chaleur de combustion d'une matière combustible (liquide ou gazeuse) est l'énergie dégagée sous forme de chaleur par la réaction de combustion par le dioxygène (autrement dit la quantité de chaleur) **[9]**.

Les GPL réagissent avec le dioxygène de l'air pour donner du gaz carbonique CO_2, de la vapeur d'eau H_2O et une importante quantité de chaleur Q.

Propane: $C_3H_8 + 5\ O_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O + Q$

Butane: $C_4H_{10} + 13/2\ O_2 \rightarrow 4CO_2 + 5H_2O + Q$ **[8]**.

Elle est exprimée en général en kilojoules par kilogramme (kJ/kg), mais on rencontre également le pouvoir calorifique molaire (en kilojoules par mole, kJ/mol) ou le pouvoir calorifique volumique (en kilojoules par litre, kJ/L). Pour un gaz, le pouvoir calorifique s'exprime en « joule par mètre cube » mesuré dans les conditions de références **[9]**.

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

1) **Pouvoir calorifique supérieur PCS :**

Il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de la composition sont ramenés à la température ambiante : l'eau formée étant à l'état liquide.

2) **Pouvoir calorifique inférieur PCI :**

Il correspond à la réaction de combustion, dans laquelle l'eau formée restait à l'état de vapeur. Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est à la chaleur latente de vaporisation de l'eau **[10].**

Le tableau suivant représente les différents pouvoirs calorifiques du butane et du propane commerciaux.

Tableau III.2 : les pouvoirs calorifiques du butane et du propane commerciaux **[6]**.

	BUTANE commercial	PROPANE commercial
PCS **(pouvoir calorifique supérieur)** à 15°C et 1013 mbar	49,4 MJ ou 13,7 kWh par kg 120,5 MJ ou 33,5 kWh par m^3	49,8 MJ ou 13,8 kWh par kg 93,3 MJ ou 25,9 kWh par m^3
PCI **(pouvoir calorifique inférieur)** à 15°C et 1013 mbar	45,6 MJ ou 12,66 kWh par kg 109,6 MJ ou 30,45 kWh par m^3	46,0 MJ ou 12,78 kWh par kg 85,3 MJ ou 23,70 kWh par m^3

III.3.5. Dilatation :

A l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation, dont il faut tenir compte lors de son stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies) **[8]**.

III.3.6. Odeur :

Le GPL est inodore à l'état naturel, pour des raisons de sécurité on ajoute dans des limites précises à des fins de commercialisation des odorants, ces additifs sont des composés sulfurés tels que le diethylmercaptane ou le dimethylsulfide. Toute odeur révèle la présence d'une fuite **[11]**.

III.3.7. Autres caractéristiques :

- Le GPL est non corrosif.
- Les GPL gonflent le caoutchouc naturel, les joints devront être en caoutchouc synthétique. Ils dissolvent la graisse et l'huile.
- Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou gazeuse **[8]**.

III.4. Le GPL dans le monde :

III.4.1. Production mondiale du GPL :

En 2007, La production mondiale de GPL, Gaz de Pétrole Liquéfié, était de 230 millions de tonnes **[12]**. Elle a augmentée de280 millions de tonnes en 2013 à 284 millions de tonnes, soit une augmentation de 4,1% **[2]**.La demande globale des GPL reste croissante**,** elle croîtra à un rythme de **4 à5%** par an **[13]**.

II.4.2. Consommation mondiale des GPL :

Actuellement, les GPL représentent **6%** de la consommation énergétique mondiale **[14]**.
Le secteur domestique est le segment de consommation le plus important avec **44%** de la consommation mondiale des GPL, soit près de **125** millions de tonnes. Le secteur chimique occupe la deuxième place, avec une part de **28%** évaluée à **79,5** millions de tonnes, suivi par le secteur de l'industrie avec une part de **11%**. La croissance de la consommation de GPL/c a été de **9%**, enfin le secteur agricole qui occupe la dernière place avec une part de **1% [2]**.
La figure ci-dessous montre la consommation mondiale des GPL dans différents secteurs.

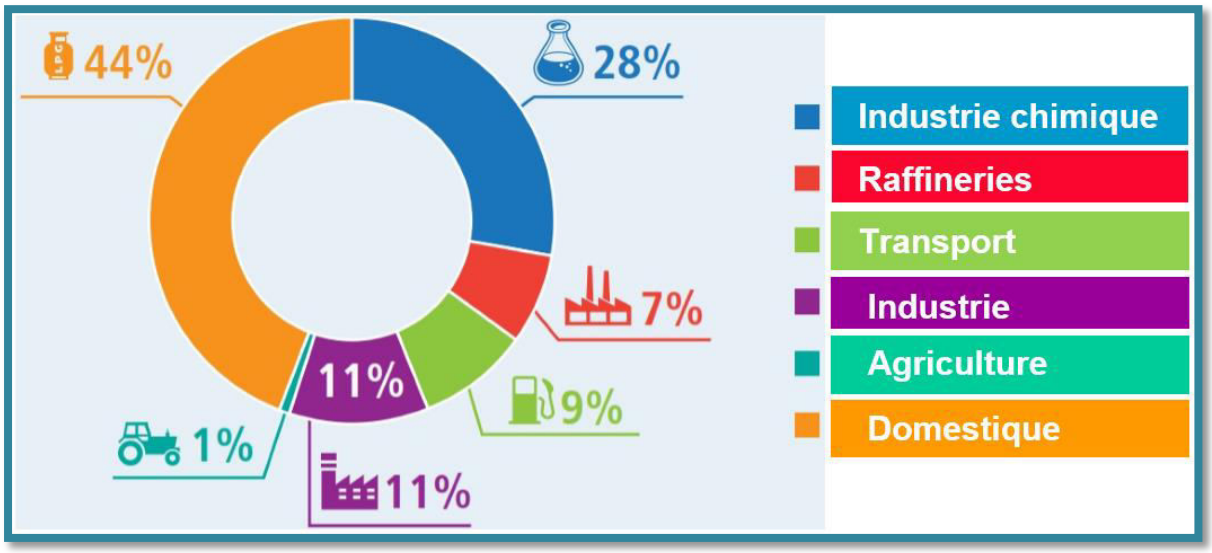


Figure III.2 : la consommation mondiale du GPL par secteur (2015) [2].

III.5. Le GPL en Algérie :

III.5.1. Production nationale du GPL :

La séparation des GPL a atteint 9.75 millions de tonnes en 2015 avec une augmentation de 7.7% par rapport à 2014 et de 26% par rapport à 2003, où la production était 9 et 7,2 millions de tonnes respectivement.

La figure ci-dessous montre la production des GPL dans les complexes de gaz et aux raffineries.

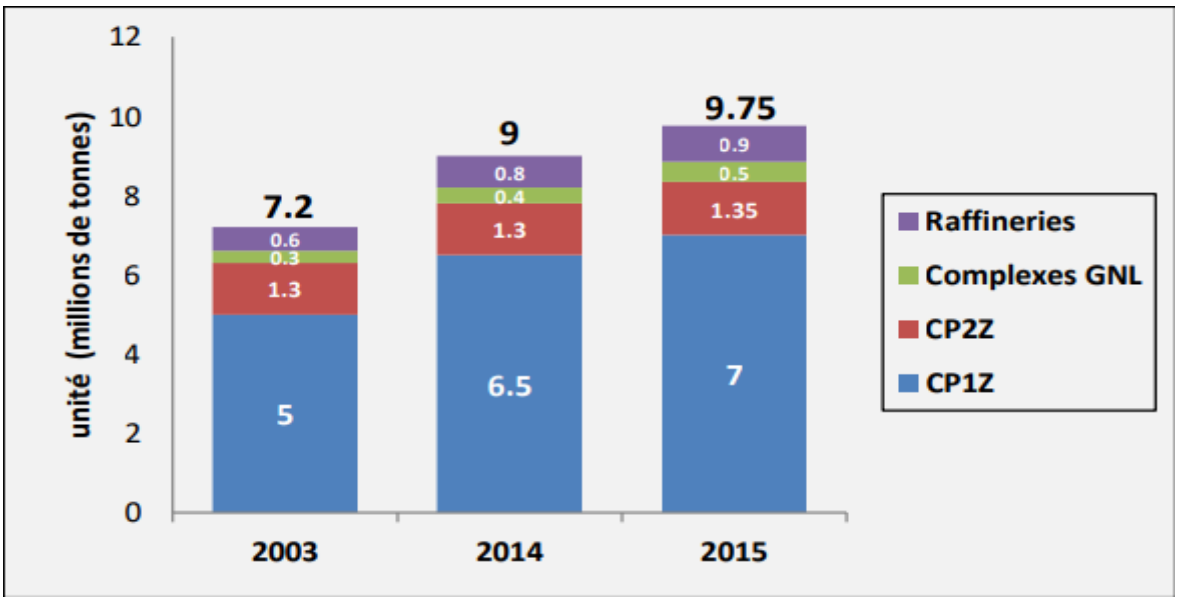


Figure III.3 : production nationale des GPL

III.5.2. Consommation nationale du GPL :

En 2014, les GPL représentent **5,7%** de l'ensemble de la consommation énergétique finale en Algérie. Sa consommation a été de 1,9 millions de tonnes **[15]**.

La demande nationale en GPL connaitra une certaine croissance. Elle devrait passer de 1,9 million de tonnes en 2014 en 2,6 millions de tonnes en 2020**[16]**.

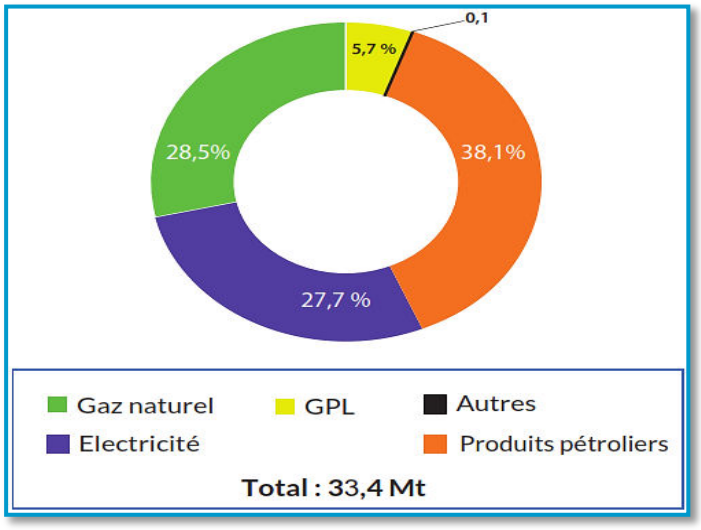


Figure III.4 : structure de la consommation finale par produit [15]

III.6. Exportation Algérienne des GPL :

Les exportations du GPL ont arrivé à 5,3 millions de tonnes en 2013 et à 7,2 millions de tonnes en 2014 **[15]**, dont 57% de propane et 43% de butane **[17]**, avec une augmentation de 34,5% suite à la hausse de la production aux champs et celle issue des raffineries de Skikda et Arzew **[15]**.

La méditerranée, un marché valorisant la position qu'occupe la Sonatrach sur le marché méditerranéen des GPL est stratégique. En 2007, la part des exportations Algériennes en GPL à destination de la Méditerranée été de 65% du total des exportations des GPL. Vu sa proximité géographique, cette région procure à la Sonatrach l'avantage de pouvoir être approvisionnée à un prix compétitif **[1]**.

En matière d'exportation, la méditerranée constitue le principal débouché pour les exportations algériennes en GPL. Le propane est prédominant sur la structure de l'exportation du gaz naturel liquéfié. Le marché européen consomme une proportion allant de 60 à 70% alors que le marché américain vient en seconde position avec un taux variable de 10 à 15% des exportations Algériennes en GPL **[18]**.

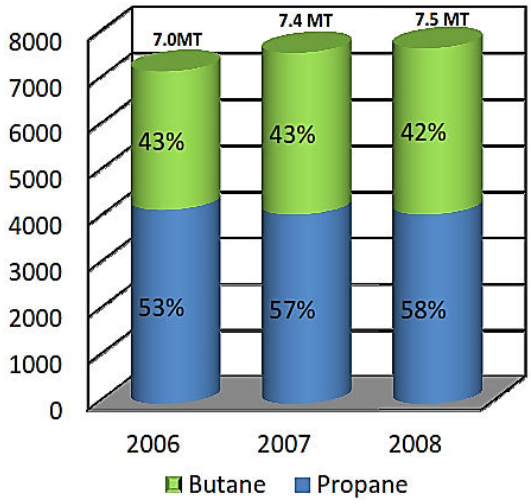


Figure III.5

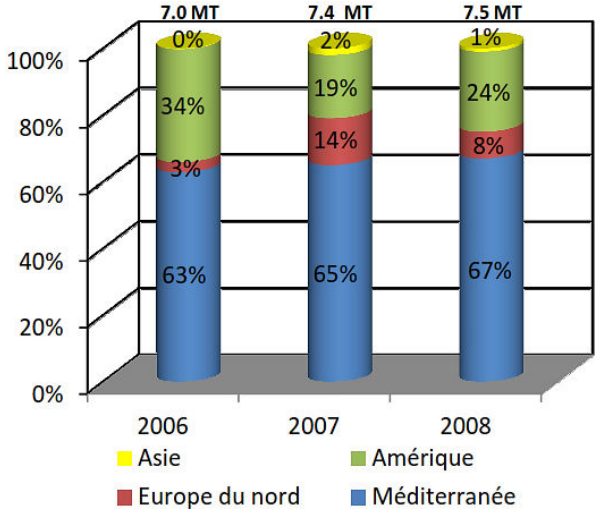


Figure III.6

Figure III.5 et Figure III.6 : l'évaluation des exportations de Sonatrach des GPL par région.

On constate que le propane prédomine dans les exportations compte tenu de la richesse des gisements et de la structure de la demande nationale. Par ailleurs, on constate aussi que la méditerranée constitue le débouché principal de nos exportations et une baisse de la part de l'Europe du Nord en raison du ralentissement de la demande dans le secteur pétrochimique **[19]**.

III.7. Les utilisations principales du GPL :

Il existe plus de 1000 applications pour les GPL, les gaz butane et propane. Des centaines de millions de personnes utilisent actuellement les GPL et en dépendent pour des milliers d'applications commerciales, dans l'industrie, les transports, l'agriculture, la production d'électricité, la cuisine, le chauffage et les loisirs **[2]**.

Dans le monde, les GPL utilisés dans le transport sont de l'ordre de 9% **[2]**, les autres applications concernent essentiellement la pétrochimie avec 25% et 70% dans le secteur des combustibles **[20]**.

Les GPL sont promis à un bel avenir, car la demande mondiale continue à croitre, que ce soit pour la pétrochimie ou pour leurs utilisations traditionnelles en tant que combustibles. Parmi les utilisations des GPL, on peut citer par ordre d'importance : la combustion, les carburants, la production d'électricité, la pétrochimie, etc.

III.7.1. La combustion :

Les gaz butane et propane, autrement appelés les GPL, s'adaptent à tous les besoins de l'habitat **[6]**. La combustion c'est l'objectif le plus important de ces gaz **[21]**. Ils servent indépendamment ou simultanément à la cuisson, au chauffage et à la production d'eau chaude sanitaire en toute autonomie. Ils permettent d'allier confort et besoins énergétiques n'importe où, y compris dans les régions isolées, puisqu'ils sont accessibles et disponibles partout **[6]**.

Le marché Japonais présente une particularité forte d'utilisations des GPL comme gaz de ville. Ce créneau devrait constituer le secteur le plus dynamique de la croissance des GPL, car le coût d'approvisionnement de l'ile en gaz naturel est élevé, donc il y a des débouchés importants pour les GPL dans ce secteur **[21]**.

Le butane et le propane apportent une excellente qualité de combustion et possèdent un haut pouvoir calorifique ; il s'agit de la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète sous pression atmosphérique, en terme de quantité de chaleur dégagée.
Le tableau illustre l'équivalent de la puissance énergétique de GPL par rapport aux autres combustibles.

Tableau III.3 : puissance énergétique des GPL par rapport aux autres combustibles **[22]**.

1 kg de propane équivaut à				
Bois	**Charbon**	**Fioul**	**Gaz naturel**	**Electricité**
3 à 6 kg	1,5 à 2 kg	1,29 Litre	1,16 m^3	13,8 kWh

III.7.2. Les GPL carburants '' GPL/c '' :

Les GPL sont utilisés comme carburant automobile depuis des décennies. Ils constituent des produits exceptionnels au plan de la préservation de la qualité de l'air. Ils ne contiennent ni soufre, ni benzène, ni autres substances toxiques. Ils sont également d'une qualité de combustion complète et ne génèrent aucunes particules **[23]**.

Les GPL carburants sont obtenus à partir d'un mélange quasi égal du butane et du propane. Ce rapport ne représente aucune influence sur les qualités énergétiques du GPL, par contre, il est identique à celle des carburants classiques si on exprime en kilojoules par kilogrammes de carburant. Mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilojoules par litre carburants liquides à 15 °C. Le GPL/c présente de bonnes performances environnementales : pas (ou peu) de rejets de soufre, ni de plomb, ni de benzène, peu d'évaporations et des émissions de polluants réglementés réduites.

- réduction des émissions de polluants réglementés par rapport à l'essence ;
- un meilleur bilan que l'essence en terme d'émissions de CO_2 **[24]**.

Les valeurs de pouvoir calorifique inférieur des différents carburants sont illustrées dans le tableau III.4.

Tableau III.4 : valeurs comparatives PCI des GPL avec d'autres carburants **[25]**.

Caractéristiques	Essence	Gasoil	GPL
Masse volumique (Kg/l)	0,725 à 0,780	0,820 à 0,860	0,560 à 0,580
PCI (kJ/kg)	42 700	42 600	45 800
PCI (kJ/litre)	32 000	35 800	25 200

Comme la combustion du GPL est quasi complète, il y a beaucoup moins de dépôt dans le moteur relativement à l'essence. Le moteur ne s'encrassant pas, sa durée de vie se trouve allongée. D'autre part, l'huile du moteur conserve ses propriétés lubrifiantes plus longtemps qu'avec l'essence **[26]**.

Les GPL sont significativement moins polluants que les carburants liquides usuels, dans la mesure où sa formulation chimique, qui privilège l'hydrogène par rapport au carbone, ne contient ni soufre, ni plomb, ni benzène **[27]**.

La combustion du GPL dans le moteur dégage essentiellement du CO_2 comparables ou légèrement inférieures à celles des véhicules diesels et 20% plus faibles que celles des véhicules à essence. Par contre, le moteur à essence dégage, en plus les NO_x, le SO_2 et autres particules polluantes, dont les effets sont néfastes pour l'environnement et l'homme. Les dernières données de pollution comparées (en g/km dégagés par un véhicule léger) sont représentées dans le tableau III.5 **[28]**.

Tableau III.5 : Données de pollution des différents combustibles.

Pollution en **(g/km)**	**GPL**	**Essence**	**Diesel**	**GNV**
CO_2	140	190	100	115
CO	0,6	2	2	0,52
NO_X	0,1	0,4	0,8	0,05
Composés organiques	0,15	0,3	0,3	0,27
Particules	___	0,01	0,2	___
Benzène (mg/km)	___	1	4	___

III.7.3. La production d'électricité :

Parmi les différents secteurs d'utilisation des GPL, la génération d'électricité pourrait constituer un secteur de développement et de promotion importante **[29]**. Ils permettent

également la production localisée d'électricité grâce à de générateurs indépendants et à la micro cogénération **[2]**.

III.7.4. Dans le domaine de la pétrochimie :

Les GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'obtenir des produits finaux ou des produits semi finaux pour les autres industries chimiques. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines. Le butane et le propane qui ont obtenu par la séparation du GPL utilisés pour la déshydrogénation dans la production de butadiène et le propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs.

Le butane utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb. Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldéhyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

En Algérie cette activité présente le double avantage de permettre la fabrication des produits nécessaires à la consommation interne ainsi que pour l'exportation.

III.8. Stockage et distribution des GPL :

Le stockage des GPL se fait à l'état liquide. Le fait que les gaz de pétrole soient utilisés à l'état gazeux dans les conditions normales de pression et de température, et qu'ils soient obligatoirement stockés et transportés à l'état liquide influence toutes les conditions de manutention. Les stockages se rencontrent tout au long de la chaîne de distribution, depuis la raffinerie jusqu'aux points de distribution et d'utilisation.
L'avantage lié au stockage et au transport des GPL sous forme liquide c'est le gain de place considérable **[8]**.

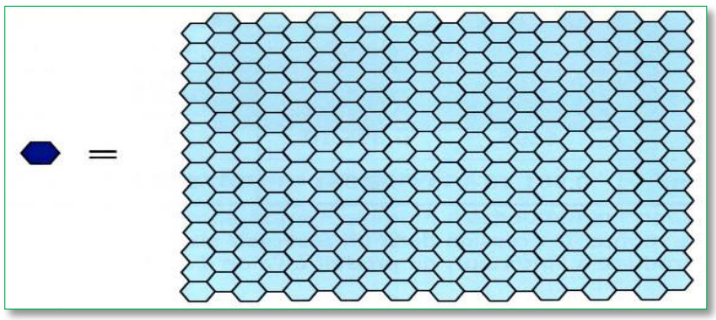


Figure III.7 : l'avantage lié au stockage des GPL sous forme

- 1 litre de butane liquide libère 239 litres de butane gazeux (15 °C - 1 bar)
- 1 litre de propane liquide libère 311 litres de propane gazeux (15 °C - 1 bar) **[6]**.

Les gaz liquéfiés sont stockés sous leur propre tension de vapeur et la pression de stockage dépend uniquement :

- De la nature du produit stocké (ses propriétés physiques en particulier).
- De la température de stockage.

Ils sont stockés à la température ambiante, généralement dans des sphères ou des réservoirs cylindriques (''Cigares'').Les réservoirs cylindriques peuvent être installés horizontalement ou verticalement. Ils ont une capacité limitée (jusqu'à 500 m^3). Quant aux sphères, la gamme de capacités réalisables va de 200 m^3 jusqu'à 7000 m^3 **[31]**.

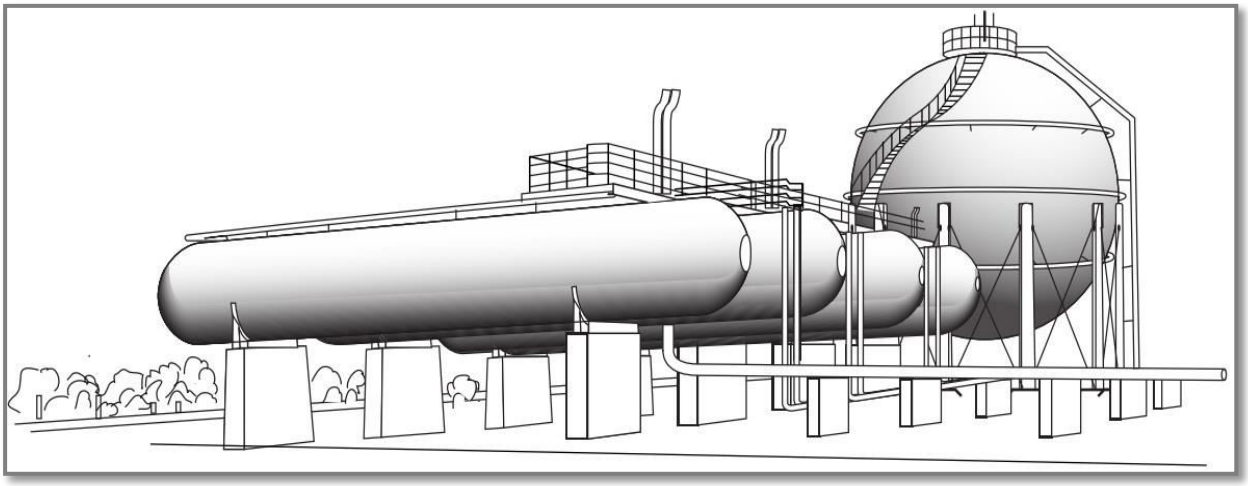


Figure III.8 : Vue extérieur de réservoirs sous pression (Une sphère et des cigares) [31].

Tous les modes de transport valables pour les produits pétroliers peuvent être employés pour les gaz liquéfiés : pipelines, navires pétroliers, camions citernes, wagons citernes, bouteilles. **[32]**.

III.9. stockage associé à l'unité gas plant 1 (U30) :

Le propane et le butane issus de l'unité 30 du gaz plant de la RA1K sont envoyés et stockés dans la zone de stockage GPL du site dans des sphères et des cigares.

Les conditions de stockage de ces deux produits sont présentées dans les tableaux ci-dessous.

Tableau III.6 : les conditions de stockages du propane et butane commerciaux à la RA1K **[5]**.

	Conditions de stockage	
Produit	***Pression (kg/cm²)***	***Température (°C)***
Propane	**19**	**38**
Butane	**8.1**	**38**

Le site de stockage et de transfert de GPL est composé de 05 anciennes sphères en cours de réhabilitation (en arrêt), 04 nouvelles sphères de capacité différentes et de 03 cigares de même capacité de stockage.

Le tableau ci-dessous montre les différentes caractéristiques de chaque réservoir de stockage des produits finis issue de l'unité 30 de gaz plant.

Tableau III.7 : caractéristiques des réservoirs de stockage associés à l'unité 30 **[5]**.

Stock N°	Produit stocké	Volume stocké (m^3)	Type
S161	Butane	3000	Sphère
S181	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S182	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S183	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S156	Propane	274,5	Cigare
S157	Propane	274,5	Cigare
S158	Propane	274,5	Cigare

Chapitre IV

Généralités sur la rectification

IV. Généralités sur la rectification :

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation du pétrole et de gaz. Ainsi par rectification on obtient à partir du pétrole brut une gamme très variée de produits légers et de mazout. Par ce procédé également on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir de mélanges des gaz liquéfiés : butane et propane.

L'opération de rectification repose sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur, qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases d'autre part. A la suite de telle mise en contact, la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus lourd. Une telle séparation est réalisée à contre-courant, soit par étage dans une colonne à plateaux, soit en continu dans une colonne à garnissage **[33]**.

IV.1. Définition de la rectification :

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de rectification.

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative, et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux, soit des garnissages à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y'a augmentation de la surface de contact, et donc l'augmentation du degré de pureté **[34]**.

IV.2. Description de la colonne de rectification :

La rectification s'effectue toujours dans une colonne munie d'un condenseur partiel et un rebouilleur.

La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation s'appelle zone de flash, à l'entrée de cette zone on installe un réchauffeur (échangeur de chaleur) car en fonction de la température la charge peut être admise soit à l'état liquide ou vapeur ou biphasée (liquide-vapeur).

La partie de la colonne située au-dessus de la zone de flash s'appelle zone de rectification ou de condensation. Son rôle est d'augmenter la concentration du constituant le plus volatil jusqu'à obtenir un distillat avec une concentration ou une pureté désirée (Y_D).

La partie de la colonne se trouvant au-dessous de la zone de flash s'appelle zone d'épuisement. Son rôle est d'augmenter la concentration du constituant le moins volatil jusqu'à obtenir un résidu avec une concentration ou une pureté désirée **[35]**.

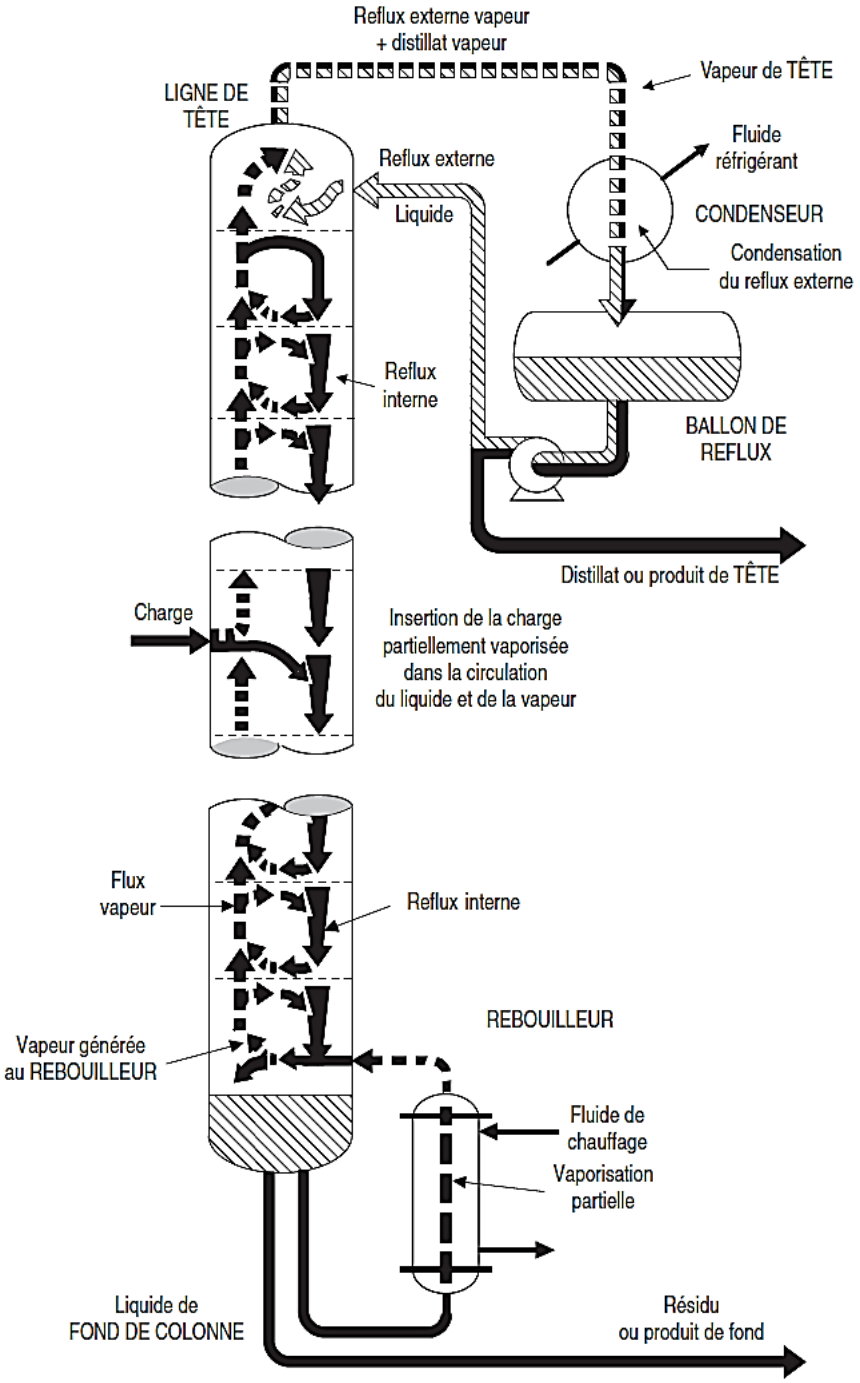


Figure IV.1 : colonne de rectification [36].

IV.3. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

La colonne de rectification est un appareillage cylindrique, vertical, constitué de plateaux ou de garnissage. Pour assurer le contact intime entre les deux phases sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans la couche liquide afin de permettre le bon transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.

Sur le long de la colonne les vapeurs s'enrichissent d'un plateau à un autre, de bas en haut en élément le plus volatil et le liquide s'enrichi en élément le moins volatil de haut en bas, pour avoir en tête de la colonne un distillat D, de composition Y_D et en bas un résidu R de composition X_R.

L'alimentation est introduite dans la zone d'alimentation dite zone de flash, à l'état vapeur, liquide ou bi-phasique (selon la température de la charge).

La partie située au-dessus de la zone de flash est appelée zone de rectification, caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que reflux froid vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide.

La partie située au-dessous de la zone de flash est appelée zone d'épuisement, caractérisée par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds **[33]**.

IV.4. Caractéristiques générales d'une colonne de rectification :

IV.4 .1. puissance de la colonne :

C'est le nombre de plateau théorique de la colonne.

Plateau théorique : c'est quel que soit le système utilisé, la zone dans laquelle, le liquide à ébullition et vapeur émise sont en équilibre.

IV.4.2. Débit :

C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant l'unité de temps, le débit sera en fonction du diamètre de la colonne .on ne peut pas augmenter le débit au-delà

d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne il se forme 'un bouchon de liquide' lorsque les vapeurs empêchent le liquide de refluer vers le rebouilleur.

IV.4.3. Rétention :

C'est le volume de liquide par unité de volume de la colonne, elle constitue un facteur important de la précision avec laquelle sont successivement séparés les constituants du mélange, et elle est statique et dynamique

a) Rétention dynamique : c'est le volume de rétention en fonctionnement, c'est-à-dire le volume minimum retenu dans la colonne et ses parties annexes au cours de la distillation. Il est égal au liquide de reflux dans la colonne plus le liquide dans le condenseur et le liquide correspondant à la vapeur dans la colonne.

b) Rétention statique : c'est le volume de liquide retenu dans la colonne quand la séparation est terminée et le volume de rétention dépend de la finesse du fractionnement.

IV.4.4. Efficacité :

C'est le rapport de plateaux théorique au nombre de plateaux réels, pour une colonne donnée elle dépend du taux de reflux et de la pureté du produit.

IV.4.5. Finesse :

Cette caractéristique permet de comparer des colonnes ayant une même efficacité et un même pouvoir séparateur pour un mélange donné (elle permet d'obtenir le même pourcentage de pureté du produit).La colonne présentant la plus grande finesse est celle qui a le plus faible volume de rétention.

IV.4.6. perte de charge :

C'est la force que doit vaincre la vapeur dans la colonne, elle a pour origine les obstacles rencontrés par la vapeur dans son mouvement ascendant ; principalement le liquide de reflux et le changement de direction lies à la conception de la colonne.

$$\Delta P = P \text{ pieds de colonne} - P \text{ tête de colonne}$$

Si cette chute de pression est importante elle amènera à une variation de température d'ébullition dans la colonne.

IV.5. Types de colonnes de rectification :

IV.5.1. Colonnes à plateaux :

Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide. Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas **[37]**.

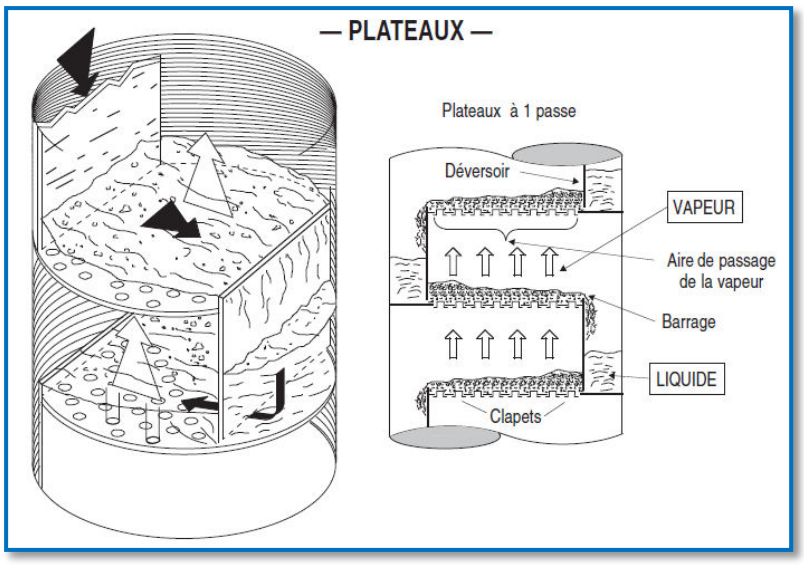


Figure IV.2 : Colonne à plateaux [36].

IV.5.1.1. Types de plateaux [37]:

1) **Plateau à calottes (bubble cap tray) :**

C'est le model le plus répondu encore dans l'industrie pétrolière ou chimique. Il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée ; celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

La qualité prédominante d'un plateau à calottes est sa faculté d'adaptation à une large gamme de débits liquide et vapeur, son utilisation est toutefois restreinte en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne.

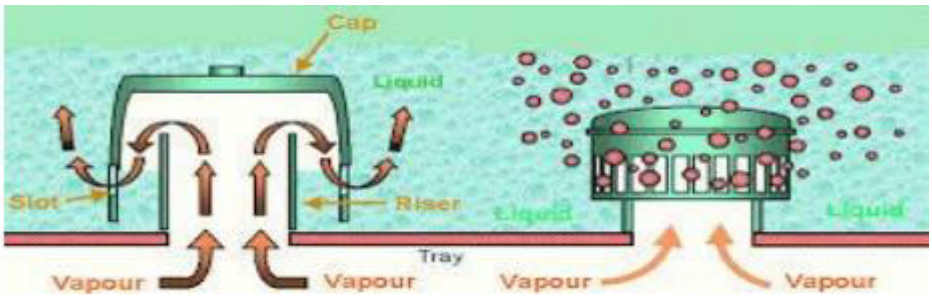


Figure IV.3 Plateau à calottes (à cloches)

2) Plateau perforé à déversoir :

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs ; par contre, le passage de la vapeur est assuré par de simples perforations dans les plaques formant les aires actives.

Les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité.

En effet, l'absence de clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint leur domaine de fonctionnement : un débit de vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débits provoque rapidement des phénomènes d'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeur ne sont pas brisés comme dans les autres technologies.

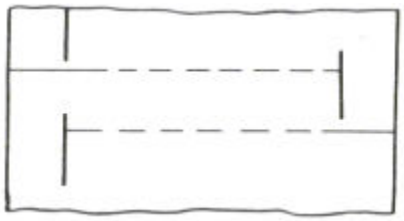


Figure IV.4 Plateau perforé à déversoir

3) Plateau à clapets (valve tray):

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement

comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont largement supérieures, pour un prix de revient Plus faible.

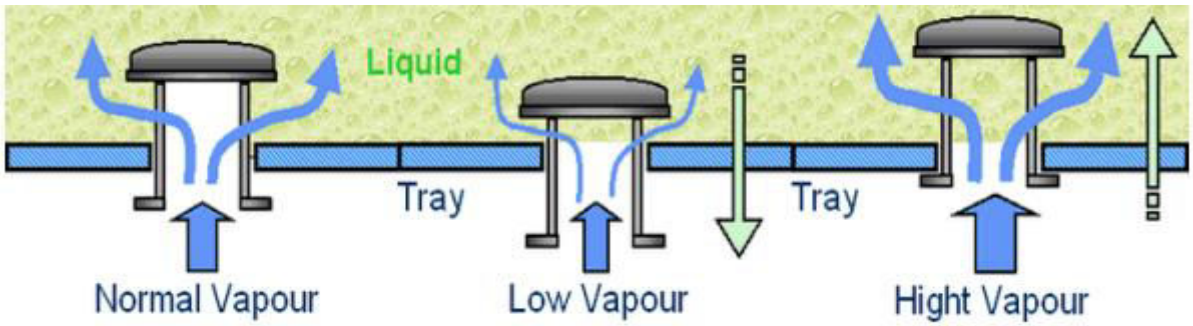


Figure IV.5 plateau à clapets

4) Plateau sans déversoirs :

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu onéreuse. Liquide et vapeur s'écoule à contre-courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes. La rétention liquide sur le plateau et due à la balance des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Ces plateaux ont une efficacité acceptable.

5) Plateau à jet directionnel (jet tray) :

La construction de ce plateau est inspirée du souci de simplicité, efficacité, et surtout faible coût de revient par rapport aux autres technologies.

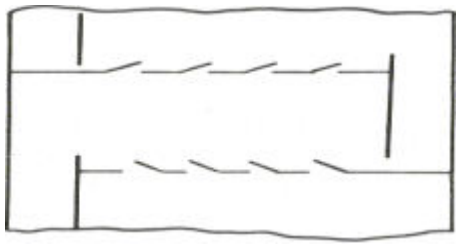


Figure IV.6 Plateau à jet directionnel

IV.5.2. Colonnes à garnissages :

Dans une colonne à plateaux, le transfert de matière est assuré par le barbotage de la vapeur au sein du liquide de chaque plateau pour former une véritable émulsion. Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans occlusion appréciable de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide.

Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne. Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et

vapeur afin de maximiser la surface de contact et à éviter la formation de court-circuit préjudiciable **[38]**.

IV.5.2.1. Différents types de garnissage (formes et matériaux) :

Il se décline en plastique, métal, céramique et exotiques (verre, quartz, carbone...). Les formes ou modèles fournies par les fabricants répondent à toutes les demandes des plus classiques aux plus exigeantes.

Le choix du garnissage, élément essentiel de ce type de contacteur, est dicté par la surface de contact offerte entre le gaz et le liquide utilisé, le calcul des pertes de charge et son prix. Les garnissages peuvent être de formes variées (anneaux, selles…), de matériaux différents (céramique, verre, métal…) et être rangés (structurés) ou disposés en vrac **[39]**.

1. **Garnissage en vrac :**

Un garnissage en vrac (anneaux Rashig, anneaux Pall, selles, etc.) est constitué d'un volume rempli de petits éléments possédant des formes particulières et adaptées aux conditions de distillation.

En général ce type de garnissage est métallique, même si pour des questions de poids on trouve des anneaux en plastique ou en cas de gaz/liquide corrosif, en céramique. En général, le garnissage vrac est relativement économique.

La taille des anneaux est fonction de la taille de la colonne et est en principe inférieur à 1/10--1/30 le diamètre de la colonne. Les caractéristiques importantes en plus de la taille et du matériau sont la surface relative (surface total de l'élément divisé par son volume apparent) et la porosité.

Ces différents types les plus répandus sont : anneau Rashig, anneau Pall et selles de Berl.

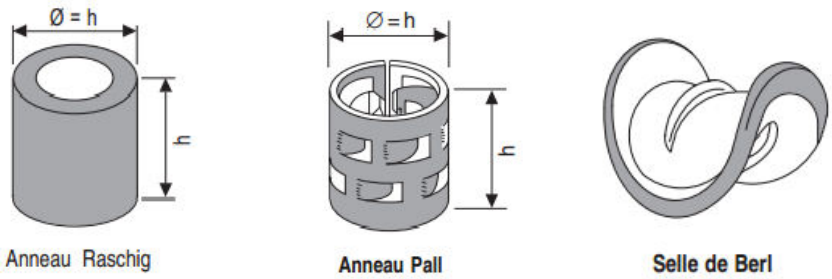


Figure IV.7 : différent types de garnissage en vrac [36].

Il y'a aussi : Selle Intalox, l'Anneau Hy-pak, Selles Super-Intalox et le Selles IMTP qui sont représenté respectivement dans la figure ci-dessous :

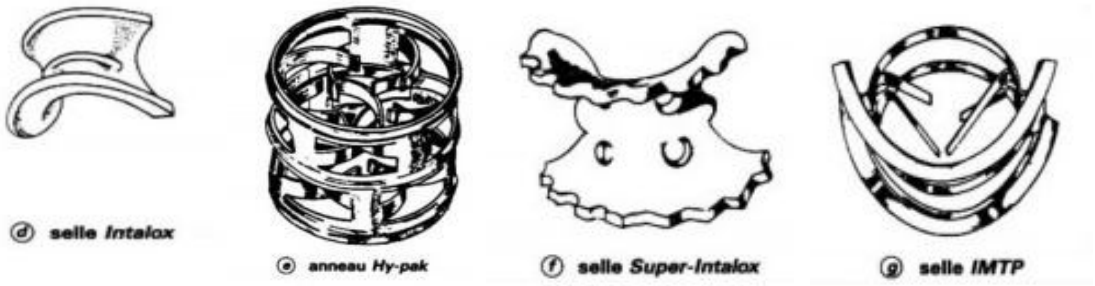


Figure IV.8 : différent types de garnissage en vrac [39].

On peut admettre que l'anneau Pall est le prototype des garnissages modernes apparus dans les années quatre-vingts. Les ouvertures dans les parois des anneaux de Pall sont encore relativement modestes **[39]**.

2. Garnissage structuré :

Le garnissage structuré est un garnissage relativement nouveau. Il se fait en tôle métallique ou en matière plastique à structure en nid d'abeille (gaufré, à chevrons). Ce garnissage est vraiment apprécié pour sa bonne efficacité et sa faible chute de pression. Ces deux propriétés principales conduisent souvent à un gain réel de volumes comparés aux autres composants internes des colonnes **[40]**.

Figure IV.9 : Garnissage structuré métallique [40].

IV.6. Lois fondamentales de transfert de matière :

IV.6.1. Lois de DALTON :

Considérerons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (p^v_i) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y'_i) :

$$p^v_i = P_T\, Y'_i \qquad \text{……. (IV.1).}$$

Avec :

p^v_i: Pression partiel d'un constituant **« i »**

P_T: Pression du système.

Y'_i: Concentration molaire du constituant **« i »**en phase vapeur **[35]**.

IV.6.2. Lois de RAOULT et d'HENRY :

Les lois de Raoult et Henry ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase.

D'après la **loi de RAOULT**, la pression partielle (p^L_i) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide :

$$p^L_i = P_i \,.\, X'_i \qquad \text{……. (IV.2).}$$

Avec :

p^L_i : Pression partiel d'un constituant **« i »**.

P_i: Tension de vapeur du constituant **« i »**.

X'_i : Concentration molaire du constituant **« i »**en phase liquide **[35]**.

Dans le cas des mélanges réels les constituants obéissent à la **loi d'HENRY**. D'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide :

$$p_i^L = E_i .\, X'_i \qquad \text{……. (IV.3).}$$

Avec:

E_i : constante d'Henry ; dépend de la nature du constituant et de la température **[41]**.

Il y'a équilibre liquide-vapeur lorsque les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquide et vapeur sont égales :

$$p^L_i = p^V_i \qquad \text{……. (IV.4).}$$

Donc : $P_i \cdot X'_i = P_T \cdot Y'_i$

$$Y'_i = (P_i / P_T). X'_i \qquad \text{……. (IV.5).}$$

C'est l'équation d'équilibre.

Avec : $K_i = (P_i / P_T)$ ……. (IV.6).

K_i: Coefficient d'équilibre du constituant **« i »** pour un mélange de deux constituants A et B. Il est en fonction de la température et la pression, il caractérise la distribution du constituant **« i »**dans les deux phases en équilibre **[35]**.

IV.7. Bilan matière de la colonne et de ses zones :

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant **« i »** Quelconque s'écrivent :

$$L = D + R \qquad \text{……. (IV.7).}$$

Avec :

L : Débit molaire de la charge

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu.

Donc, le bilan matière partiel d'un constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit :

$$L\, x'_{Li} = D\, y'_{Di} + R\, x'_{Ri} \qquad \text{……. (IV.8).}$$

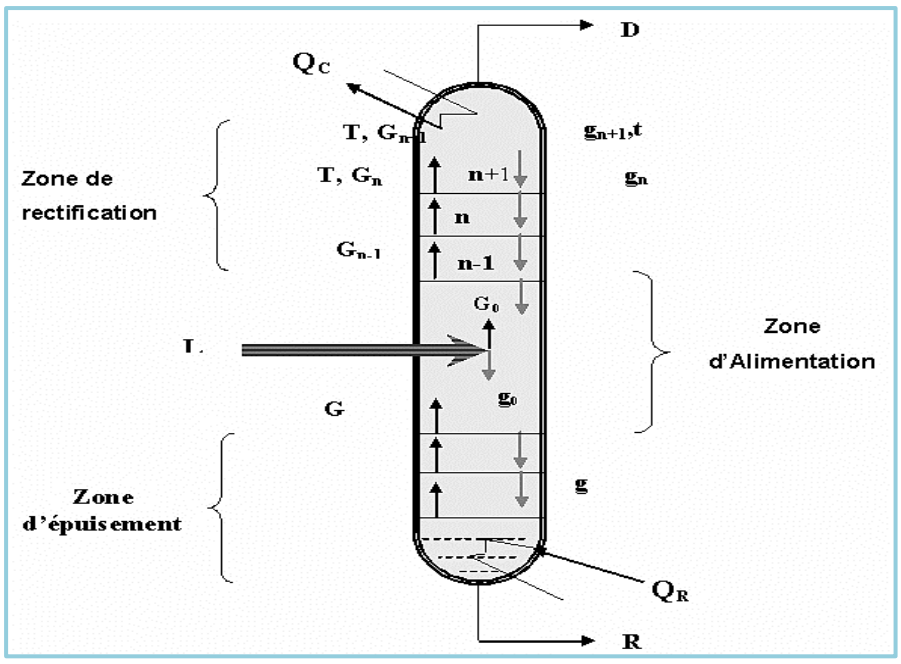


Figure IV.10 : Colonne de rectification avec découpage en zones et notations [42].

IV.7.1. Bilan matière de la zone de rectification :

Bilan matière global : $G_i = g_{i-1} + D$ ……. (IV.9).

Bilan matière partiel : $G_i . Y_i = g_{i-1} . Y_{i-1} + D . Y_D$ ……. (IV.10).

$$Y_i = \frac{g_{i-1}}{G_i} x_{i-1} + \frac{D}{G_i} y_D \quad \text{……. (IV.11).}$$

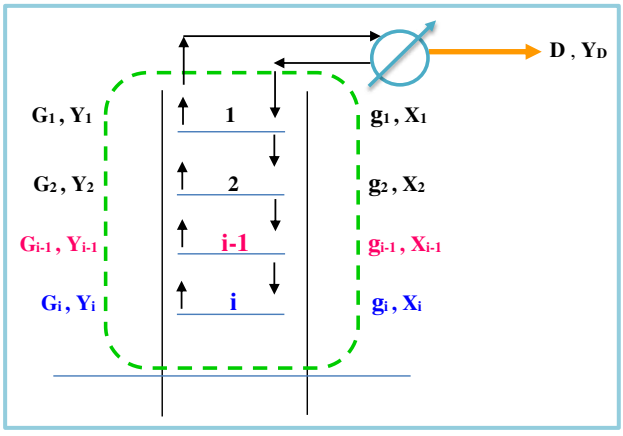


Figure IV.11 : Schéma descriptif de la zone de rectification [35].

On admet que tous les débits liquides et vapeurs le long de la colonne sont constants, on peut écrire : $g_{i-1} = g_i$ et $G_i = G$

D'où la valeur : $G = g + D$

En se basant sur ses hypothèses, on peut écrire :

$$Y_i = \frac{g}{G} x_{i-1} + \frac{D}{G} y_D \text{ ..... (IV.12).}$$

On remplace G par (g+ D) dans la relation, on trouve :

$$Y_i = \frac{g}{g+D} x_{i-1} + \frac{D}{g+D} y_D \text{ ..... (IV.13).}$$

On divise le numérateur et le dénominateur par D, on a : $Y_i = \frac{\frac{g}{D}}{\frac{g}{D}+\frac{D}{D}} x_{i-1} + \frac{\frac{D}{D}}{\frac{g}{D}+\frac{D}{D}} y_D$

On pose : $\frac{g}{D} = r_f$, c'est le taux de reflux ……..(IV.14).

Donc :

$$Y_i = \frac{r_f}{r_f+1} x_{i-1} + \frac{1}{r_f+1} y_D \text{ ..... (IV.15).}$$

Cette relation est une équation qui s'appelle : la droite opératoire de la zone de la zone de rectification **[35]**.

IV.7.2. Bilan matière de la zone d'épuisement :

Bilan matière global : $g_{i+1} = G_i + R$ ..... (IV.16).

Bilan matière partiel : $g_{i+1} \cdot x_{i+1} = G_i \cdot y_i + R \cdot x_R$ ..... (IV.17).

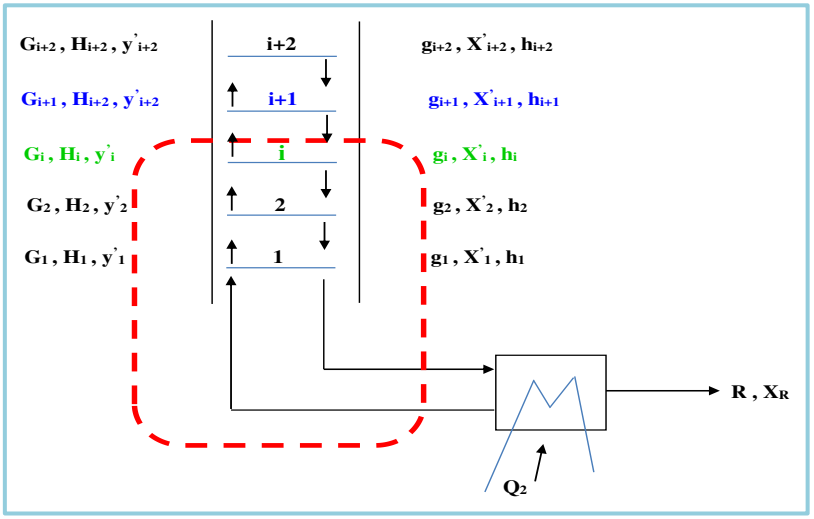


Figure IV.12 : Schéma descriptif de la zone d'épuisement [35].

On trouve : $x_{i+1} = \frac{G_i}{g_{i+1}} y_i + \frac{R}{g_{i+1}} x_R$ ..... (IV.18).

On considère comme hypothèse que les débits liquides et vapeurs le long de la zone d'épuisement sont constants.

Donc : $\mathbf{G_{i+1} = G = G_i}$

D'où : $\mathbf{g = G + R}$

On peut écrire : $$\mathbf{x_{i+1} = \frac{G}{G+R} Y_i + \frac{R}{G+R} x_R} \text{..... (IV.19).}$$

On divise le numérateur et le dénominateur par R :

$$x_{i+1} = \frac{\frac{G}{R}}{\frac{G}{R}+\frac{R}{R}} y_i + \frac{\frac{R}{R}}{\frac{G}{R}+\frac{R}{R}} x_R$$

On pose : $\mathbf{\frac{G}{R} = r_b}$, c'est le taux de rebouillage **[35].** ..... (IV.20).

IV.7.3. Bilan matière de la zone d'alimentation :

Bilan matière global : $\mathbf{L = G_0 + g_0}$ ..... (IV.21).

Bilan matière partiel : $\mathbf{L.x_L = G_0 .Y_0 + g_0 .x_0}$ ..... (IV.22).

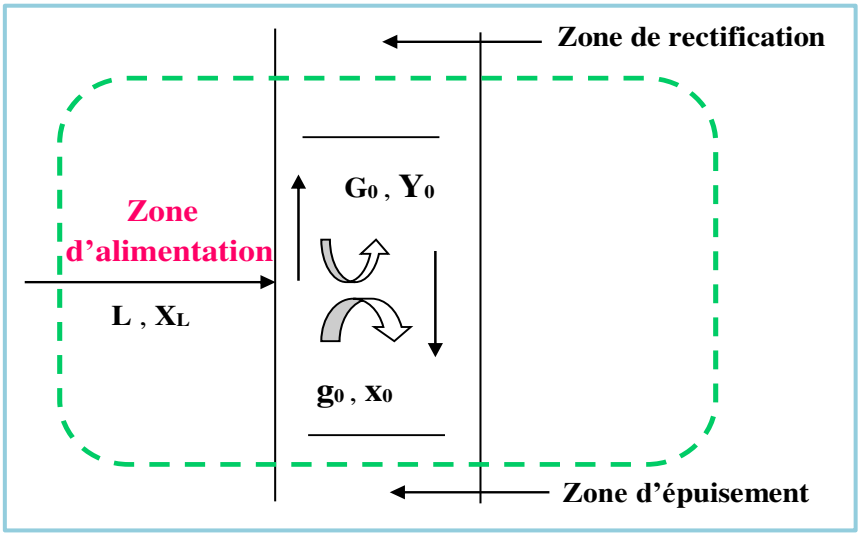


Figure IV.13 : Schéma descriptif de la zone d'alimentation [35].

IV.8. Utilisation de la volatilité relative :

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calcul d'équilibre pour chaque zone.

Pour éviter le travail lent et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée et rapide donnant une précision assez suffisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de la volatilité relative α_i étant le rapport des coefficients d'équilibre du constituant « **i** » à celui d'un constituant de référence choisit généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatile du mélange).

Sachant que :

$$K_i = (P_i / P_T) \qquad \text{……. (IV.23).}$$

K_i: Coefficient d'équilibre du constituant **« i »** Pour un mélange de deux constituants A et B.

$$Y'_A / Y'_B = (K_A / K_B).(X'_A / X'_B) \qquad \text{……. (IV.24).}$$

$$\alpha = (K_A / K_B) \qquad \text{……. (IV.25).}$$

Avec :

α_i: Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité du constituant A (plus volatil) de passer en phase vapeur par rapport au constituant B (moins volatils) **[43]**.

IV.9. Choix de la pression dans la colonne :

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression de la colonne est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide frigorigène qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât à 30 °C **[35]**.

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures. Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de

faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quel que soit la pression de service.

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise moins 15 à 20°C plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive **[42]**.

$$\Sigma K_i.x'_i = 1 \qquad \text{……. (IV.26).}$$

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne sera respectivement :

$$P_s = P_L - \Delta P_1 \qquad \text{……. (IV.27).}$$

Or: ΔP_1**: (0, 1 – 0, 4)**

ΔP_1 : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

P_L : la pression dans la zone d'alimentation.

$$P_f = P_L + \Delta P_2 \qquad \text{…….(IV.28).}$$

Or: ΔP_2**: (0, 3 – 0, 5)**

ΔP_2 : perte de charge due aux résistances des plateaux.

Par conséquent, la pression dans la zone d'alimentation sera :

$$P_L = (P_s + P_f)/2 \qquad \text{……. (IV.29). [42].}$$

IV.10. Régime de la température dans la colonne :

A la pression de service P_s (pression du sommet de la colonne), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum (Y'_{Di}/K_i) = 1 \qquad \text{……. (IV.30).}$$

La température au fond de la colonne à la pression P_f est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum (K_i \cdot X'_{Ri}) = 1 \qquad \text{……. (IV.31).}$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas :

1) Si elle est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (K_i \cdot X'_{Li}) = 1 \qquad \text{……. (IV.32).}$$

2) Si elle est à l'état vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (Y'_{Li} / K_i) = 1 \qquad \text{……. (IV.33).}$$

3) Si elle est à l'état liquide-vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0i} = \sum [X'_{Li} / 1 + e'_0 . (K_i - 1)] = 1 \qquad \text{……. (IV.34).}$$

Sachant que: $$(Y'_{0i} / X'_{0i}) = K_i \qquad \text{……. (IV.35).}$$

Où:

e'_0: Taux de vaporisation.

X'_{Li}: Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.

Y'_{0i}: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

X'_{0i}: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur **[42]**.

IV.11. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge :

Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquides et vapeurs de la charge.

Pour cette raison, on doit connaitre les notions du taux de vaporisation (e'_o) et du taux de condensation de la charge (τ'_0).

IV.11.1.Le taux de vaporisation de la charge (e'_o) :

C'est le rapport de la quantité de vapeur obtenue G_o (distillat) par rapport à la quantité de la charge d'alimentation **L**.

$$e'_o = G'_o / L' \qquad \text{……. (IV.36).}$$

Où :

e'_o : Taux de vaporisation molaire de la charge.

G'_o : Débits molaires de la phase vapeur de la charge.

L' : Débit de la charge d'alimentation.

g'_o : Débits molaires de la phase liquide de la charge **[35]**.

IV.11.2. Le taux de condensation de la charge (τ'_0) :

C'est le rapport de la quantité de liquide obtenue $\mathbf{g_o}$ (résidu) par rapport à la quantité de la charge d'alimentation **L**.

$$\tau'_0 = g'_o / L' \qquad \text{……. (IV.37).}$$

Où :

τ'_0: Taux de condensation molaire de la charge.

g'_o : Débits molaires de la phase liquide de la charge.

L' : Débit de la charge d'alimentation.

Remarque : ces quantités peuvent être molaires ou massiques **[35]**.

A la pression et à la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminées par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOUBOV.

$$\sum x'_{oi} = \sum [x'_{Li} / 1 + e'_o \cdot (K_i - 1)] = 1 \qquad \text{……. (IV.38).}$$

Où :

$$e'_o + \tau'_0 = 1 \text{……. (IV.39).}$$

Cette dernière équation peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et (e_o') sont connus **[42]**.

Remarque:

1- Si $e'_o = 0$ c.-à-d. que : $\tau'_0 = 1$(condensation totale), donc la charge se trouve à sa température de bulle et ($g_o = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase liquide pour déterminer cette température.

2- Si $e'_o = 1$ c.-à-d. que : $\tau'_0 = 0$(vaporisation totale), donc la charge se trouve à sa température de rosée et ($G_0 = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur pour déterminer cette température **[35]**.

Pour calculer le taux de vaporisation en fonction de la température, on peut utiliser la relation approximative suivante :

$$e'_o = \ln(T/T_b)/\ln(T_r/T_b) \qquad \text{…….(IV.40).}$$

Où :

T: température considérée (K).

$\mathbf{T_b}$: température de bulle (K).

$\mathbf{T_r}$: température de rosée (K).

IV.12. Choix du taux de reflux :

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne.

V.12.1.Fonctionnement à reflux minimal :

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée. Généralement on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation de FENSKE-UNDERWOOD:

$$\mathbf{r_{fmin} = \varphi\Sigma\ (Y'_{Di}/\alpha_{Li} - \varphi)} \quad \text{……. (IV.41).}$$

$$\mathbf{r_{bmin} = \varphi\Sigma\ (\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}/\alpha_{Li} - \varphi)} \quad \text{……. (IV.42).}$$

Où :

$\boldsymbol{\alpha_{Li}}$: coefficient de volatilité d'un constituant **« i »** quelconque par rapport à l'élément clés lourd, déterminé à la température d'entré de la charge.

$\boldsymbol{\varphi}$: paramètre conventionnel déterminé par approximations successives **[35]**.

La relation entre $\mathbf{r_{fmin}}$ et $\mathbf{r_{bmin}}$ est donnée par la formule suivante :

$$\mathbf{r_{bmin} = [(D' \cdot r_{fmin}/L') + (1 - e'_o) - (R'/L')] / (R'/L')} \text{……. (IV.43).}$$

IV.12.2. Taux de reflux optimal :

Il est pratiquement impossible de construire une colonne avec un nombre infini de plateau. Pour les calculs techniques, la valeur du taux de reflux et du taux de rebouillage est obtenue grâce au bonne pratique pendant l'observation des fonctionnements des colonnes industriels d'où la notion du taux de reflux optimal.

Il peut être calculé d'après la formule de GILLILAND :

$$\mathbf{[r_{fopt} - r_{fmin}] / [r_{fopt} + 1] = 0{,}1 \div 0{,}33} \text{…….(IV.44).}$$

Donc on aura :

Pour un rapport de 0,33 le taux de reflux optimal ($\mathbf{r_{fopt}}$) est égal à :

$$\mathbf{r_{fopt} = 1{,}3.\ r_{fmin} + 0{,}33} \text{ ……. (IV.45) [35].}$$

V.1.3. Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne peut être nécessaire pour déterminer :

- La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur.
- La quantité de chaleur à retirer au condenseur.

Ainsi que pour vérifier :

- Le débit de fluide chauffant et le débit de fluide refroidissant.
- Le débit de reflux.

La somme des flux enthalpiques entrants doit être égale à la somme des flux enthalpiques sortants.

Les flux enthalpiques entrant sont généralement :

- La chaleur apportée au rebouilleur.
- Le flux enthalpique des produits alimentant la distillation.

Les flux enthalpiques sortant sont généralement :

- La chaleur retirée au condenseur.
- Les flux enthalpiques des produits extraits de la distillation.

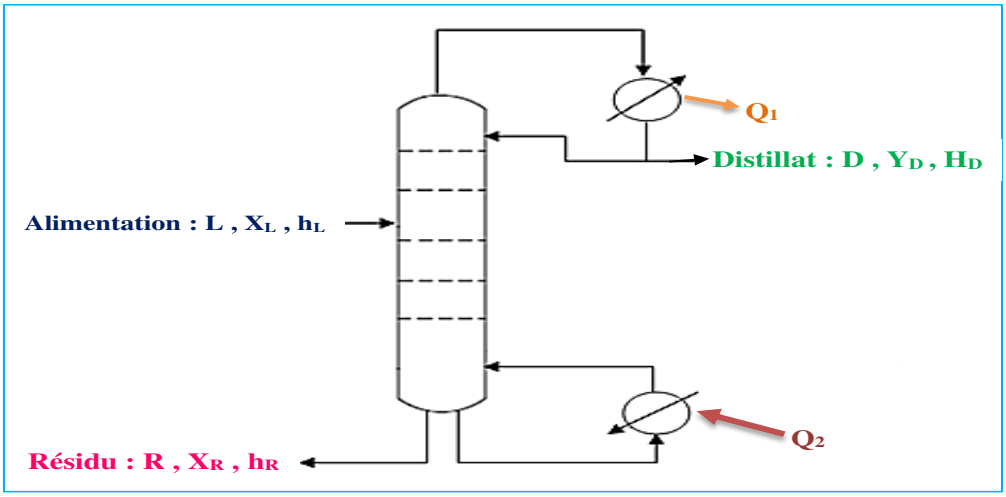


Figure IV.14 : schéma descriptif des enthalpies dans une colonne de rectification [35].

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit **[35]**:

$$\sum \mathbf{Q_{entrée}} = \sum \mathbf{Q_{sortie}} \text{……. (IV.46)}$$

Donc :

$$\mathbf{L' \cdot h_L + Q_2 = D'.H_D + R'.h_R + Q_1} \quad \text{…….(IV.47)}$$

Ou bien:

$$\mathbf{L'.h_L = D'\left(H_D + \frac{Q_1}{D'}\right) + R'\left(h_R - \frac{Q_2}{R'}\right)} \text{……. (IV.48)}$$

On pose: $\mathbf{H_D^* = H_D + \frac{Q_1}{D'}}$……. (IV.49)

Et: $\mathbf{h_R^* = h_R - \frac{Q_1}{R'}}$……. (IV.50)

On peut écrire:

$$\mathbf{L'.h_L = D'H_D^* + R'h_R^*}\text{……. (IV.51)}$$

Partie Technologique

Chapitre V

Description du schéma technologique de l'unité de gaz plant U30

V. Description du schéma technologique de l'unité de gas plant U30

V.1. Introduction:

L'usine à gas-I (Unité 30) reçoit le GPL de l'unité 10 de Topping et de l'unité U100 de Magnaforming (Reforming 1). Cette usine en sépare essentiellement le Propane et le Butane.

Ces gaz liquides de l'unité 10 et 100 ne peuvent pas directement être commercialisés, ni consommés, étant donnée qu'ils contiennent d'une certaine quantité d'eau.

L'unité 30 de traitement et de séparation peut être divisée en 03 sections :

1. Section de traitement d'alimentation.
2. Section de colonne de dééthanisation.
3. Section de colonne de séparation C3 / C4 ''Dépropaniseur''.

V.2. Description de procédé détaillée :

La description détaillée est donnée ci-dessous :

V.2.1. Section de traitement d'alimentation :

Le GPL reçu à l'usine à gas-I (Unité 30) de l'unité du topping U10 est saturé d'eau et peut même contenir une certaine quantité d'humidité libre. Cette humidité a besoin d'être enlevée avant de l'envoyer aux sections de récupération du propane et du butane.

Dans cette section, l'humidité est enlevée en passant le GPL à travers les deux séchoirs contenant des tamis moléculaires (30-C-4 A et B) pour adsorber sélectivement quelques substances basées sur la dimension de leurs molécules.

V.2.2. Section de colonne de dééthanisation :

Dans cette section, la colonne est utilisée pour enlever les gaz légers du GPL. Le fractionnement dans la Colonne **30-C-51** est effectué, c'est à dire l'enlèvement du méthane (CH4) et de l'éthane (C2H6).

Le GPL produit par le topping, traité dans les colonnes (à tamis moléculaires) 30-C4 A/B, est dirigé vers le ballon 30-V-1. Le GPL venant de l'unité de magnaforming (U100) entre dans la ligne d'alimentation au 30-V-1 (accumulateur de charge) en by passant le circuit de traitement à tamis moléculaires, vu que le GPL de cette unité est sans soufre et eau. Les flux se mélangent dans l'accumulateur 30-V-1, dont le contenu forme la charge du dééthaniseur (30-E-51).

Les variables de procédé principales pour cette colonne sont la pression et la température. Dans la zone d'alimentation, la pression et la température sont respectivement : 29,7 kg/cm^2 et 61 °C. La colonne fonctionne à la pression de 29.6 kg/cm^2 et à la température de 53°C en tête. Cependant, les conditions d'opération de fond de la colonne est de 29.9 kg/cm^2 de pression et de 118°C de température.

Le GPL, charge de la colonne C-51 est aspiré du ballon V1 par les pompes MP-51 A /B. Il est réchauffé dans la calandre de l'échangeur 30-E-1, par le butane du fond de la colonne C-3. La colonne de dééthanisation C-51 est constituée de 25 plateaux, reçoit la charge du GPL au niveau de plateau 17. Elle permet le fractionnement du GPL en C1+C2 et C3+C4.

Les vapeurs de tête de colonne, sont condensées dans le refroidisseur à eau 30-E-9 et 30-E-54 puis recueillies dans l'accumulateur de reflux 30-V-2. Le liquide accumulé dans le récipient de tête 30-V-2 est aspiré par les pompes MP-52 A /B et reflué totalement en tête de la colonne C-51 (25ème plateau).
Le produit de fond de 30-C-51 entre dans la calandre du rebouilleur 30-E-51 où il est chauffé par L'huile chaude (**250 °C**). Le fond de colonne 30-C-51 est constitué par du GPL dééthanisé qui va alimenter la colonne 30-C-3.

V.2.3. Section de colonne de séparation C3/ C4 ''Dépropaniseur'' :

La colonne C-3 composée de 30 plateaux est alimentée par le GPL dééthanisé au niveau du plateau 11, sous le contrôle de débit par (30-FIC-1152) à la température de 81°C et la pression 13,6 kg/cm^2, autrement la colonne fonctionne à la pression et la température de 13.4 / 13.7 kg/cm^2 et de 41 / 91° C en tête et au fond, respectivement. Le produit de tête de colonne est condensé dans les refroidisseurs à eau E7 A/B et E53.

Le liquide accumulé dans le récipient 30-V-04 est aspiré par les pompes MP53 A/B et envoyé comme reflux de tête à la colonne (sur le 30ème plateau). La production de tête constituée par le propane, est envoyée au stockage par les pompes MP55 A/B. Un dispositif de contrôle de niveau sur 30-V-4, peut actionner l'une ou l'autre des vannes selon la quantité de propane vers le stockage.

Le ballon de reflux du splitter C3 (30-V-4) fonctionne à la pression 12.8kg/cm^2, et à la température 38°C, La pression de ce ballon est contrôlée par (30-PIC-1253). Le produit de fond de colonne est réchauffé dans le rebouilleur 30-E-52, le réchauffage dans le rebouilleur est effectué par l'huile chaude, le flux d'huile chaude est en outre contrôlé par (30-FIC-1251) via la vanne (30-FV-1251) installée sur la ligne de retour d'huile.

Le butane sort du rebouilleur 30-E-52. Il réchauffe la charge de la colonne 30-C-51 dans l'échangeur 30-E-01 (côté tubes) et il est successivement envoyé au stockage, après son refroidissement dans le refroidisseur 30-E-12 A/B.

L'analyseur d'humidité (30-AI-1) a été installé sur la ligne de produit du propane, en amont du séchoir (30-X-61) pour mesurer la teneur en humidité de produit. Le propane est pris au séchoir (30-X-61) avant d'être envoyé au réservoir de stockage du propane. Après 30-X-61, la teneur en humidité finale de produit du propane est mesurée par AI-1252 avant que le propane soit envoyé au réservoir de stockage du propane.

V.3. Schéma descriptif de l'unité de gaz plant1 (U30) :

HOS « Hot Oil Return »: Sortie de l'huile chaude.
HOR «Hot Oil Supply »: Entrée de l'huile chaude

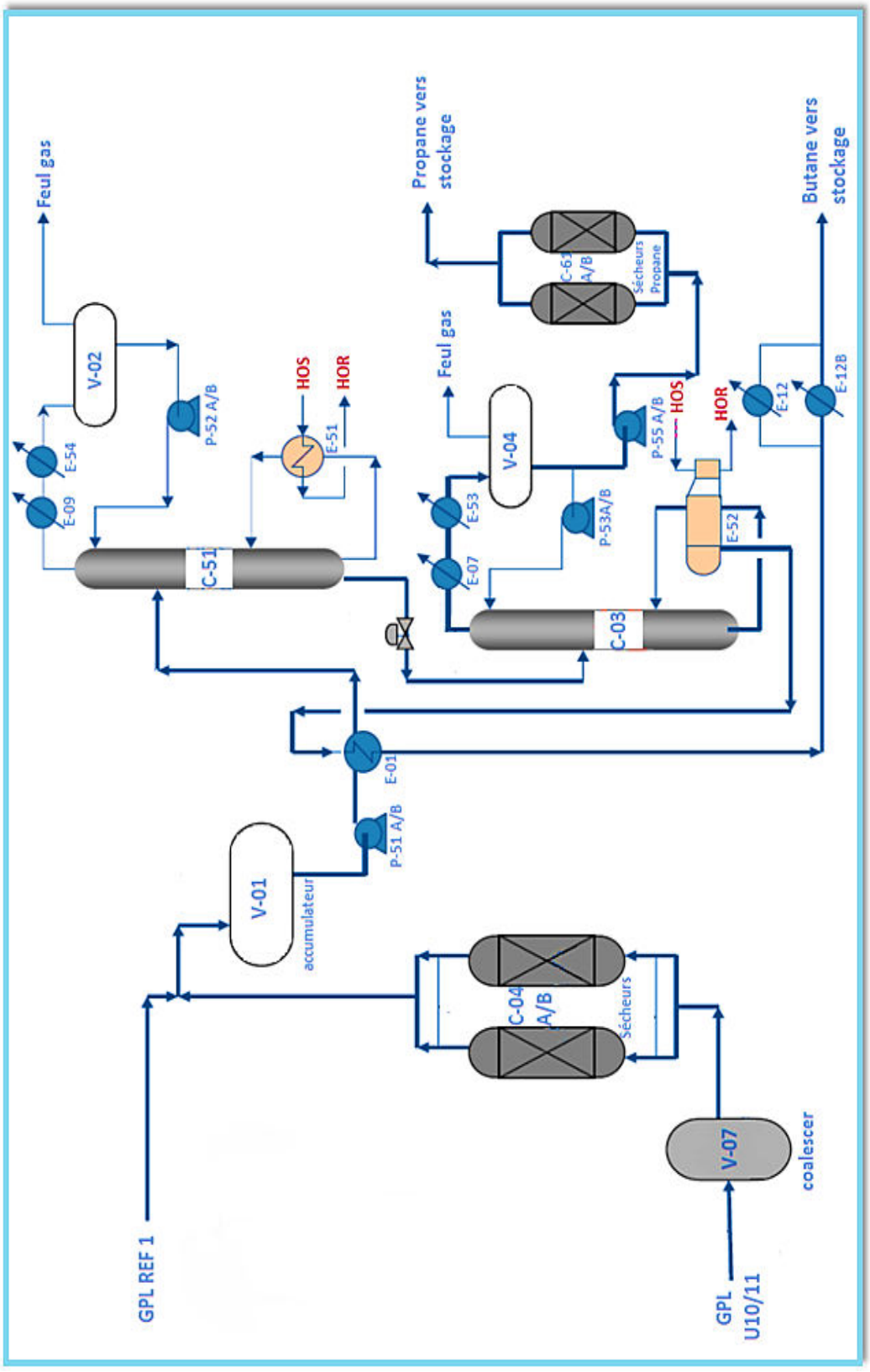


Figure V.1 : Schéma simplifié de flux de l'usine à gaz 1 (U30)

Chapitre VI :
Systèmes de sécurité dans l'unité 30 gaz plant

VI. SYSTEMES DE SECURITE :

VI.1. Généralités :

La sécurité est l'aspect le plus important de toute usine pour lequel toute priorité a été accordée indépendamment du coût global de l'usine. L'unité de Gaz Plant a été rénovée de façon que le système de sécurité assure une sécurité effective de l'unité et du personnel, travaillant là-bas, contre toutes les éventualités. Les différents systèmes de sauvegarde ont été prévus pour satisfaire les exigences de la sécurité **[5].**

VI.2. Système de sauvegarde de l'unité de Gas plant :

L'intention du système de sauvegarde est d'assurer que l'unité est en sécurité dans tous les aspects et que les systèmes de protection ne sont pas compliqués par les facilités excessives sans compromettre la sécurité, Une partie du système de sauvegarde a été décrite ci-dessous :

VI.2.1. Dispositif de Sécurité / Détente de Pression :

Les différents Ballons, Colonnes, Échangeurs de chaleur tubulaires, Pompes et Pipelines, etc. dans l'usine sont protégés, par l'installation de PSV / PRV, contre les surpressions résultant d'éventuelles perturbations / conditions de fonctionnement anormales tels que coupure de débit / feu extérieur. Également, les vannes d'isolement en amont et en aval de ces PSV / PRV sont orientées d'une telle manière que leurs tiges soient dans une position plane horizontale. Les décharges de ces soupapes PSV / PRV sont en position de drainage libre sans aucune poche de liquide. Également, ces vannes sont installées le plus près possible des équipements pour les protéger contre toute sur-pressurisation supplémentaire due à la contre-pression **[5].**

VI.2.2. Verrouillages :

Les verrouillages fourniront une protection pour les équipements majeurs tels que Dessaleurs, Compresseur, Fours de charge de pétrole brute et Pompes de pétrole brut et quelques pompes critiques. En cas de perturbations dans les circuits de procès ou des utilités, les verrouillages agiront automatiquement pour protéger les équipements / l'unité **[5].**

VI.2.3. Alarme :

Le fonctionnement de l'usine sera toujours dans les conditions de sécurité si les mesures suffisantes sont prises avant que le fonctionnement soit hors de contrôle. Pour satisfaire les exigences, les différentes alarmes ont été prévues dans l'unité. En suivant l'alarme, une action suffisante peut être prise et le fonctionnement des installations sera toujours sous contrôle **[5].**

VI.2.4. Vannes verrouillées en position ouverte :

Le volant manuel des vannes d'isolement, marqué CSO (Car sealed open: plombé en position ouverte) est maintenu verrouillé en position ouverte. Tandis que le volant manuel des vannes marqué CSC (Car sealed closed: plombé en position fermée) est maintenu fermé.

Le verrouillage du volant est effectué au moyen de cadenas et clé. Pour les vannes CSO, le Chef de service (SS: shift superintendant) a l'autorité de les manœuvrer. Cette mesure a été prise pour assurer la sécurité des équipements et des installations. Les vannes d'isolement des PSV / PRV (qui sont en ligne) sont maintenues Verrouillées en position ouverte pour assurer le libre passage pour la décharge de la détente. La vanne d'isolement en amont de la PSV de réserve est maintenue CSC pour isoler les PSV / PRV de réserve, tandis que la vanne d'isolement en aval est maintenue CSO pour assurer qu'il n'y a pas de pressurisation dans la ligne en aval de PSV / PRV étant donné le passage de la vanne d'isolement en amont **[5].**

VI.2.5. Système de protection des pompes :

Lorsque de grandes quantités de liquides dangereux peuvent être émises à cause d'un défaut d'étanchéité de pompe, l'isolement positif devrait être fourni par une Vanne d'arrêt d'urgence (UVs) pour chaque pompe afin que le fonctionnement de l'installation puisse continuer avec la pompe de réserve.

Les équipements contenant du liquide inflammable à partir desquels les pompes centrifuges aspirent doivent avoir un isolement positif à travers les vannes actionnées à distance. Ces vannes d'arrêt d'urgence sont équipées d'un commutateur local pour ouverture et fermeture durant le fonctionnement normal et d'un commutateur de coupure d'urgence à une distance de 15 mètres (minimum) de la pompe et dans la ligne de mire de la pompe.

Afin de protéger la pompe de la cavitation, l'entraînement de la pompe correspondante peut être arrêté au moyen d'un commutateur de fin de course de la tige de la vanne lorsque les vannes ne sont pas complètement ouvertes. Les vannes d'arrêt d'urgence se mettent en

position de défaut par manque d'air Instrument. Également, les pompes sont équipées de vannes de contrôle de recirculation selon les exigences de process/fournisseur pour se conformer aux exigences de débit minimum continu de la pompe à tout moment et ainsi, protéger les pompes contre les conditions de débit bloqué. Les pompes sont équipées des différents dispositifs d'instrumentation tel que donné ci-après:

- Démarrage du DCS / Arrêt du DCS

- Commutateur de fin de course, commutateur local de démarrage/arrêt d'urgence
- Indication de courant absorbé / Indication de l'état de marche, etc. (conformément aux exigences)
- Pour quelques pompes critiques, un verrouillage de niveau "low low" du ballon d'aspiration pour arrêter la pompe est également prévu **[5].**

VI.2.6. Système de protection des Fours :

Le four est protégé contre les situations anormales et les situations d'urgence par des verrouillages comme mentionnés ci-dessus. En fonctionnement normal, le système de contrôle assure que le rapport optimum air-combustible est toujours maintenu. Ceci, à son tour, assure une combustion complète du combustible à tout moment et protège le four des situations telle que post-combustion dans la cheminée. Un détecteur de flamme a été prévu. Dans le cas où aucune flamme n'est détectée dans le four, la fourniture de gaz combustible au four sera coupée.

VI.3. Instructions générales de sécurité :

Dans toute usine en exploitation, la sécurité du personnel et des installations est une préoccupation très importante. Bien que les usines disposent de dispositifs de sécurité intégrés pour la prise en charge les urgences, des procédures opérationnelles appropriées et l'utilisation des équipements de sécurité sont nécessaires pour le fonctionnement, en toute sécurité, de l'usine et pour la prévention des endommages au personnel et aux équipements. Par conséquent, les règles générales de sécurité et les procédures opératoires applicables aux usines de traitement des hydrocarbures devront être suivies **[5].**

VI.3.1. Instructions permanentes :

Les points suivants représentent une partie des précautions générales de sécurité, qui devraient être suivies dans l'Unité:

- Un soin approprié devrait être pris pour que le personnel n'entre pas en contact avec les pièces mobiles des équipements, les surfaces chaudes exposées, les hydrocarbures chauds.

- Toutes les extrémités de plates-formes, escaliers, doivent être correctement sécurisées afin que les personnes ne tombent pas. De même, il devrait n'y avoir aucune obstruction dans l'allée.

- Toutes les précautions doivent être prises pour éviter les étincelles et le feu nu; les outils anti-étincelles ou les outils ferreux humides devraient être utilisés.
- Tous les travaux de réparation doivent être effectués seulement lorsque la zone est avérée sûre par l'autorité compétente. De la même manière, avant d'entrer dans un équipement ou avant de démarrer tout travail de réparation, les teneurs en hydrocarbures devraient être au-dessous de la limite de toxique et en dehors des limites d'explosivité.
- Une attention particulière doit être consentie lors de la prise d'échantillon, surtout lors de la prise d'échantillon de vapeurs à haute pression/température. L'eau de refroidissement devrait être fournie au refroidisseur de l'échantillon d'abord, et finalement le robinet vanne devrait être ouvert très lentement. Le goulot de la bouteille d'échantillon doit être loin du visage de la personne qui collecte l'échantillon. Tout débordement devrait être lavé complètement avec de l'eau.
- Tous les dispositifs de sécurité et les équipements de premiers secours devraient être facilement disponibles et le personnel de l'Exploitation doit être correctement formé pour leurs utilisations efficaces.
- Assurer la sécurité des biens et des hommes.
- Assurer la qualité appropriée des produits en amont et en aval de l'unité.
- Enregistrer toute anomalie sur le registre de quart et le rapporter à la hiérarchie.
- La relève des équipes effectuant les travaux doit se faire sur le lieu de travail (assurer la relève).
- L'attribution des instructions doivent être effectuée verbalement et clairement par écrit, également, sur le registre de quart qui doit être signé et approuvé.
- Appliquer les instructions permanentes de la hiérarchie et en assurer le suivi.
- Éliminer toute fuite et tout déchet sur les équipements et les environs (propreté des lieux).
- Assurer des conditions strictes et obligatoires pour chaque intervention sur tout équipement.
- Assister à tout type de travaux sur le site.
- Accompagner toute entrée et sortie des machines et des individus sur le site **[5].**

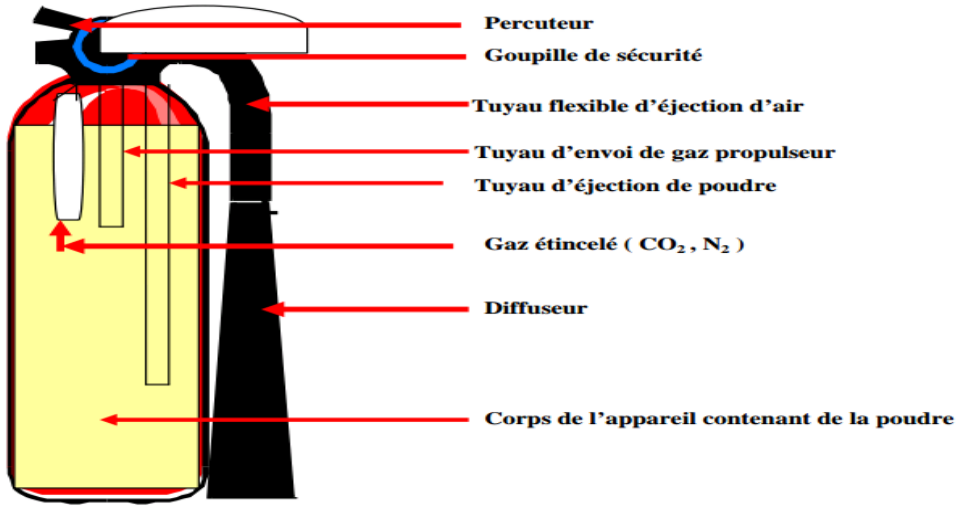


Figure VI.1: Schéma de l'extincteur à poudre

VI.3.2. Instructions schématisées :

1) **Comment utiliser l'extincteur à poudre ?**

1: Retirer la goupille de sécurité.

2: Appuyer sur la percussion.

3: Attendre quelques secondes avant d'ouvrir la commande

2) **Extinction:**

* Feux secs (bois, textiles, herbes): Utiliser eau, sable, mousse
* Feux gras (Hydrocarbures, peintures): Use poudre, mousse
* Feux de gaz: Fermer les vannes, refroidir les équipements.
* Feux électriques: Couper l'électricité, utiliser CO2, poudre.

3) **Port des équipements de protection individuelle :**

*Casque

*Chaussures

* Gants

* Tenue de travail

4) **Manipulation des produits dangereux :**

*****Gants en néoprène

* Masque

* Lunettes

* Paire de bottes

* Tenue spéciale (en néoprène).

VI.3.3. Considération sur sécurité :

En cas d'interventions sur des incendies de GPL, il n'est pas recommandé d'intervenir immédiatement sur la flamme avant d'identifier et de fermer la source de gaz, pour éviter que les nuages gazeux s'étendent en réduisant la quantité d'air. Atteignant des concentrations telles que cela peut non seulement brûler, mais aussi provoquer une explosion. Intervenir avec des méthodes appropriées en cherchant à avoir le vent dans le dos pour ne pas être interrompu par l'action des flammes. Pendant les opérations d'extinction, utiliser, selon le cas, les moyens de protection individuelle tels que gants, écrans, combinaisons à réflexion thermique.

Les méthodes d'intervention et de lutte contre l'incendie:

- Le sable agit par étouffement; en effet, déposé en couches sur le carburant en train de bruler, le sable l'isole de l'air et par conséquent étouffe le feu.
- L'eau agit par action combinée de refroidissement et d'étouffement, à cause de la basse température, par rapport au feu, et à l'action d'étouffement de la vapeur.
- La mousse a une action d'étouffement, étant donné que, en couvrant le combustible en train de brûler, la mousse l'isole de l'air.
- Le gaz carbonique a une action d'étouffement; en effet, en enveloppant le feu avec sa masse inerte, le gaz carbonique l'isole de l'air, i.e. l'oxygène.
- La poudre chimique a la même action d'étouffement que le gaz carbonique; en effet, lancée sur le feu, elle est chimiquement fractionnée par l'effet de la chaleur et produit du gaz carbonique.
- L'azote est toujours utilisé pour son action d'étouffement comme gaz inerte **[5].**

VI.3.3.1. Émanation de gaz toxique :

Le sulfure d'hydrogène est la substance toxique présente dans cette unité.

- **Sulfure d'hydrogène** : C'est un gaz sans couleur, inflammable, avec une odeur caractéristique. Une autre spécificité de ce gaz est de paralyser les nerfs olfactifs. C'est pourquoi il est parfois impossible de percevoir sa présence.

  .Limites d'explosivité: 4.3 - 45.5 %.

  .Température d'auto-inflammation: 260 °C **[5]**.

1) **Toxicité:**

   Le sulfure d'hydrogène est fortement toxique lorsqu'il est absorbé par les voies respiratoires. La concentration tolérable en 8 heures de travail est de: 20 ppm. Les expositions aux concentrations supérieures à 500-700 ppm peuvent être fatales en 30 min. La présence de H2S doit être poursuivie en utilisant des feuilles d'acétate de plomb humidifiées avec de l'eau, qui, en présence de concentrations toxiques, noircissent en deux secondes, ou utilisant de petites ampoules révélatrices appropriées

- **Méthodes de protection:**

  Utiliser des masques à oxygène ou, pour des concentrations basses et dans des lieux découverts, des masques avec filtre pour H2S et des lunettes **[5].**

2) **Danger de feu:**

   Le sulfure d'hydrogène est très inflammable. Pour éteindre, nous utilisons la poudre sèche, le CO2, la vapeur, l'eau pulvérisée, etc…

3) **Symptômes de son action sur l'être humain:**

   Intoxication légère:

   - Conjonctivites et difficultés respiratoires.

   Intoxication aiguë:

   Respiration intermittente, pâleur, crampes musculaires, dilatation de la pupille et perte éventuelle de la conscience **[5].**

   Premiers soins:

   o Enlever immédiatement la victime de la zone polluée et transporter la victime vers l'air pur.

   o Appeler un médecin immédiatement.

   o Si la victime perd conscience et que la respiration s'arrête, commencer immédiatement la respiration artificielle et continuer jusqu'à ce que le médecin arrive.

Partie calcul et vérification

Problématique

• Le dépropansieur (C-03) est une colonne de rectification qui sert à fractionner le résidu provenant du déethaniseur de GPL riche en C3 et C4 avec une teneur faible en C2 - et C5 +.

• Cette colonne fonctionne avec les paramètres opératoires suivants : température, pression, taux de reflux froid et taux de rebouillage.

• L'effet de la charge d'alimentation joue un rôle important dans la détermination de la qualité du distillat et du résidu et également la quantité produite.

• Tout changement de ces paramètres influe sur le fonctionnement du dépropaniseur et rendent nécessaire le calcul et la vérification des paramètres de fonctionnement de cet appareil ainsi que le dimensionnement de ce dernier avec le débit de charge actuel, en les comparant avec ceux de design pour permettre non seulement de vérifier les paramètres de fonctionnement mais également l'obtention d'un produit finis répondant aux spécifications exigées avec des paramètres calculés en plein régime, on a d'après le design [4] :

Teneur massique admise de :

- ✓ C4 dans le résidu est de : 98,8% (minimum).

Teneurs massiques admises de :

- ✓ C3 dans le distillat est de : 98,5% (minimum).
- ✓ C3 dans le résidu est de : 0,23 % (maximum).

• On a utilisé le modèle FUG (Fenske, Underwood, Gililand) pour refaire les calculs basant sur les données actuelles et comparer les résultats obtenus avec les paramètres du design.

- Ce travail consiste à :

Calculer et dimensionner La colonne de fractionnement C-03 (dépropaniseur) et son ballon de reflux V-04.

Chapitre VII

Calcul de la colonne de dépropanisation C-03

Partie 01 : Calcul de la colonne de dépropanisation C-03 (cas actuel)

VII.1. Ordre de calcul :

1. A partir de la composition molaire de la charge on détermine les compositions et les débits molaires et massiques de chaque constituant.
2. Calcul de la composition du distillat et résidu.
3. Calcul des pressions et des températures dans la colonne.
4. Calcul de la volatilité relative dans différentes zone de la colonne.
5. Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.
6. Calcul du taux de reflux minimal et optimal.
7. Calcul du taux de rebouillage minimal et optimal.
8. Calcul du nombre de plateaux théoriques.
9. Calcul de dimensionnement de la colonne.
10. Bilan thermique de la colonne.

VII.2. Données de départ :

- Débit d'alimentation de la colonne égal à : **L' = 688,0795 kmole/h**
- Composition de la charge :

TableauVII-1 : Composition molaire de la charge.

N	Constituant	Composition molaire X'_{Li}
1	C_2H_6	0,0107
2	C_3H_8	0,2061
3	i-C_4H_{10}	0,1933
4	n-C_4H_{10}	0,5895
5	i-C_5H_{12}	0,0003
6	n-C_5H_{12}	0,0001
Total		1

- Teneur du i-butane dans le distillat = **0,1%** (molaire).
- Teneur du n-butane dans le distillat = **0,02%** (molaire).
- Teneur de propane dans le résidu = **0,79%** (molaire).

VII.3. Calcul de la composition massique et molaire de chaque constituant de la charge d'alimentation :

$X_{Li} = X'_{Li} \cdot M_i / \sum (X'_{Li} \cdot M_i)$ **…… (VII.1)**

$M_L = M_m = \sum (X'_{Li} \cdot M_i)$ **…… (VII.2)**

Tableau VII -2 : les compositions et les débits molaires et massiques de la charge.

N	constituant	M_i	Composition molaire X'_{Li}	$M_i . X'_{Li}$ (Kg/kmole)	Composition massique X_{Li}	Débit	
						L (Kg/h)	L' (Kmole/h)
1	C_2H_6	30,07	0,0107	0,3217	0,0059	221,3889	7,3625
2	C_3H_8	44,09	0,2061	9,0869	0,1654	6252,5433	141,8132
3	$i\text{-}C_4H_{10}$	58,12	0,1933	11,2346	0,2045	7730,2952	133,0058
4	$n\text{-}C_4H_{10}$	58,12	0,5895	34,2617	0,6237	23574,8009	405,6229
5	$i\text{-}C_5H_{12}$	72,15	0,0003	0,0216	0,0004	14,8935	0,2064
6	$n\text{-}C_5H_{12}$	72,15	0,0001	0,0072	0,0001	4,9645	0,0688
Total			1,0000	54,9339	1,0000	37798.8863	688.0795

A partir du tableau ci-dessus, on trouve M_m = 54,9339kg/kmole.

Sachant que : **$L = L' . M_m$ …… (VII.3)**

$L = L' . M_m = 688,0795 . 54,9339$ d'où : **L = 37798,8863kg/h**

VII.4. calcul de la composition du distillat et du résidu :

- Elément clé léger : $\mathbf{C_3H_8}$.
- Elément clé lourd : $\mathbf{n\text{-}C_4H_{10}}$.
- % molaire du C_3 en C_4 : **0,79%**
- % molaire du C_4 en C_3 : **0,12%**

On suppose que le distillat est dépourvu du $\mathbf{C_5^+}$ donc $\mathbf{Y'_{Di5} = Y'_{Dn5} = 0}$

Aussi le résidu est à son tour dépourvu de l'éthane C_2 ce qui fait que : $\mathbf{X'_{RC2} = 0}$

Et en définitif on aura **:** $\mathbf{Y'_{Di5} = Y'_{Dn5} = X'_{RC2} = 0}$**…… (VII.4)**

VII.4.1. Bilan matière :

Bilan matière globale : **L' = D' + R'…….. (VII.5)**

Bilan matière partielle : $\mathbf{L'.X'_{Li} = D'.Y'_{Di} + R'.X'_{Ri}}$**…… (VII.6)**

(Bilan molaire)

Donc :

$L'.X'_{L2} = D'.Y'_{D2} + R'.X'_{R2}$

$L'.X'_{L3} = D'.Y'_{D3} + R'.X'_{R3}$

$L'.X'_{Li4} = D'.Y'_{Di4} + R'.X'_{Ri4}$

$L'.X'_{Ln4} = D'.Y'_{Dn4} + R'.X'_{Rn4}$

$L'.X'_{Li5} = D'.Y'_{Di5} + R'.X'_{Ri5}$

$L'.X'_{Ln5} = D'.Y'_{Dn5} + R'.X'_{Rn5}$

D'où :

$L' . X'_{L2} = D' . Y'_{D2}$ ……(1)

$L' . X'_{L3} = D' . Y'_{D3} + R' . X'_{R3}$ …….... (2)

$L' . X'_{Li4} = D' . Y'_{Di4} + R' . X'_{Ri4}$ ……(3)

$L' . X'_{Ln4} = D' . Y'_{Dn4} + R' . X'_{Rn4}$ ……...(4)

$L' . X'_{Li5} = R' . X'_{Ri5}$…….....(5)

$L' . X'_{Ln5} = R' . X'_{Rn5}$ ……(6)

En additionnant on obtient :(3) +(4) + (5) + (6) = (7)

$L'.X'_{Li4} + L'.X'_{L4} + L'.X'_{Li5} + L'.X'_{Ln5} = D'.Y'_{Di4} + R'.X'_{Ri4} + R'.X'_{Rn4} + R'.X'_{R5} + R'.X'_{Ri5}$…. (7)

En remplaçant **R'** par **L'–D'** dans l'équation …(7) on obtient :

$L'.(X'_{Li4}+X'_{L4}+X'_{L5}+X'_{Li5}) = D'.(Y'_{Di4}+Y'_{Dn4})+(L'-D').(X'_{Ri4}+X'_{Rn4}+X'_{Ri5}+X'_{R5})$…. (8)

On sait que d'après la théorie que : **$\sum X'_i = 1$ ……. (VII.7)**

Application numérique :

$X'_{Ri4}+X'_{Rn4}+X'_{Ri5}+X'_{R5} = 1 - 0{,}0079$

$X'_{Ri4}+X'_{Rn4}+X'_{Ri5}+X'_{R5} = 0{,}9921$

$538{,}9039 = D'.(Y'_{Di4}+Y'_{Dn4}) + (L'-D').0{,}9921$

$D' = [538{,}9039 - (L'.0, 9921)] / 0{,}0012 - 0{,}9921$

D' = (143,7398) / 0,9909 d'où : **D'= 145,0598kmol/h**

R' = L' – D' ……. (VII.8)

R' = 688,0795- 145,0598

D'où: **R'= 543,0197kmol/h**

- A partir de la relation **… (1)**, on trouve :

$Y'_{D2} = L'.X'_{L2} / D'$……. (VII.9)

Application numérique : Y'D2= 7,3625 / 145,0598

D'où : **Y'_{D2}= 0,0508**

- A partir de la relation … (2), on trouve :

$Y'_{D3} = (L'.X'_{L3} - R'.X'_{R3})/ D'$……. (VII.10)

Application numérique : **Y'_{D3}= 0,9480**

- A partir de la relation … (3), on trouve :

$X'_{Ri4} = (L'.X'_{Li4} - D'.Y'_{Di4})/ R'$……. (VII.11)

Application numérique : **X'_{Ri4}= 0,2447**

- A partir de la relation … (4), on trouve :

$X'_{Rn4}= (L'.X'_{Ln4}- D'.Y'_{Dn4})/ R'$……. (VII.12)

Application numérique : **X'Rn4= 0,7469**

- A partir de la relation … (5), on trouve :

$X'_{Ri5} = L'.X'_{Li5}/R'$……. (VII.13)

Application numérique : **X'Ri5 = 0,0004**

- A partir de la relation … (6), on trouve :

$X'_{Rn5} = L'.X'_{Ln5} / R'$……. (VII.14)

Application numérique : **X'Rn5= 0,0001**

Remarque :

-Masse moléculaire moyenne du Résidu : $M_{mR} = \sum (M_i . X'_{Ri})$

-La fraction massique du Résidu est donnée par la relation : $X_{Ri} = M_i . X'_{Ri} / \sum (M_i . X'_{Ri})$

-Masse moléculaire moyenne du Distillat : $M_{mD} = \sum (M_i . Y'_{Di})$

-La fraction massique du Distillat est donnée par la relation : $Y_{Di} = M_i . Y'_{Di} / \sum (M_i . Y'_{Di})$

-Les débits d'alimentation, distillats et résidus sont présentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau- VII -3 : Compositions et débits molaires de la charge, du distillat et du résidu.

Constituant	Charge (Kmole/h)		Distillat (Kmole/h)		Résidu (Kmole/h)	
	X'_{Li}	$L'. X'_{Li}$	Y'_{Di}	$D'. Y'_{Di}$	X'_{Ri}	$R'.X'_{Ri}$
C_2H_6	0,0107	7,3625	0,0508	7,3690	0,0000	0,0000
C_3H_8	0,2061	141,8132	0,9480	137,5167	0,0079	4,2899
$i\text{-}C_4H_{10}$	0,1933	133,0058	0,0010	0,1451	0,2447	132,8769
$n\text{-}C_4H_{10}$	0,5895	405,6229	0,0002	0,0290	0,7469	405,5814
$i\text{-}C_5H_{12}$	0,0003	0,2064	0,0000	0,0000	0,0004	0,2172
$n\text{-}C_5H_{12}$	0,0001	0,0688	0,0000	0,0000	0,0001	0,0543
Total	1,0000	688,0795	1,0000	145,0598	1,0000	543,0197

VII.5. Calcul de la pression et la température dans la colonne :

VII.5.1. Pression et température dans le ballon de reflux :

A la pression $P_b = 12,8$ atm (design) on a une condensation totale ($Y'_{Di} = X'_{Di}$).

La température dans le ballon de reflux est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide et le nomogramme de **SCHEIBEL** et **JENNY (voir annexe 1).**

$$\sum (K_i . X'_i) = 1 \quad \text{..... (VII.15)}$$

Les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

Tableau- VII -4: Représentant les valeurs de la constante d'équilibre dans le ballon de reflux.

Constituants	Y'_{Di}	K_i à 12,8atm	$K_i . X'_{Di}$
C_2H_6	0,0508	2,6940	0,1369
C_3H_8	0,9480	0,9100	0,8627
$i\text{-}C_4H_{10}$	0,0010	0,4100	0,0004
$n\text{-}C_4H_{10}$	0,0002	0,3250	0,0001
$i\text{-}C_5H_{12}$	0,0000	0,1500	0,0000
$n\text{-}C_5H_{12}$	0,0000	0,1150	0,0000
Total	1,0000	---	1,0000

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température **:** **t_b= 34°C**

VII.5.2. Pression et température au sommet de la colonne :

La pression en tête de la colonne est calculée d'après l'équation qui tient compte des pertes de charge dues aux résistances des conduites et du condenseur :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad \text{..... (VII.16)}$$

Or : ΔP_1 **= [0.1 : 0.4]**

- ΔP_1que nous avons choisi est : 0,2atm**.**

Donc : P_s **= 12,8+0,2= 13 atm**

En appliquant le théorème de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1 \quad \text{..... (VII.17)}$$

On obtient les résultats mentionnés sur le tableau ci-dessous.

Tableau- VII -5 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Distillat.

Constituants	**Y'_{Di}**	**K_i à 13atm**	**Y'_{Di}/ K_i**
C_2H_6	0,0508	2,7650	0,0184
C_3H_8	0,9480	0,9685	0,9788
i-C_4H_{10}	0,0010	0,4450	0,0022
n-C_4H_{10}	0,0002	0,3500	0,0006
i-C_5H_{12}	0,0000	0,1400	0,0000
n-C_5H_{12}	0,0000	0,1050	0,0000
Total	1,0000	---	1,0000

Donc l'isotherme de la phase vapeur est vérifiée pour une température de sommet de la colonne : **t_s= 36°C**

VII.5.3. Pression et température au fond de la colonne :

La pression en tête de la colonne est calculée d'après l'équation qui tient compte des pertes de charge dues aux résistances des plateaux :

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \text{ ..... (VII.18)}$$

Or: ΔP_2**= [0.3: 0.5]**

- **P_S = 13,0atm**
- ΔP_2que nous avons choisi est : **0.4 atm.**

Donc : **P_f = 13 + 0,4 = 13,4 atm**; c'est la pression au fond de la colonne.

Suivant le théorème de l'isotherme de la phase liquide : $\sum(K_i.X'_{Ri}) = 1$

D'où on peut calculer la température de fond t_f.

Tableau- VII -6 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Résidu

Constituants	**X'_{Ri}**	**K_i à 13,4atm**	**$K_i. X'_{Ri}$**
C_2H_6	0,0000	5,3000	0,0000
C_3H_8	0,0079	2,0800	0,0164
i-C_4H_{10}	0,2447	1,1610	0,2841
n-C_4H_{10}	0,7469	0,9340	0,6976
i-C_5H_{12}	0,0004	0,4850	0,0018
n-C_5H_{12}	0,0001	0,4160	0,0000
Total	1,0000	---	1,0000

Donc l'isotherme est vérifiée pour une température de fond de colonne : **t_f= 90 °C**

VII.6. Calcul des volatilités relatives aux différentes zones de la colonne:

Le calcul des volatilités relatives peut être calculé à l'aide de l'équation :

$$\alpha_i = K_i/K_r \text{……. (VII.19)}$$

Avec ;

r: élément de référence choisi généralement pour l'élément le plus lourd.

Il faut d'abord calculer les **Ki** de la zone de l'alimentation

Pour déterminer la pression :

$$P_L = (Ps + Pf) / 2 \text{……. (VII.20)}$$

P_L= (13,0+13,4) / 2

P_L=13,2atm

Pour déterminer la température dans la zone d'alimentation en utilisant l'isotherme de la phase liquide : $\sum(K_i.x'_{Li}) = 1$

Tableau- VII -7 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre de l'alimentation.

Constituants	X'_{Li}	K_i à 13,2 atm	$K_i .X'_{Li}$
C_2H_6	0,0107	4,5000	0,0482
C_3H_8	0,2061	1,7000	0,3504
i-C_4H_{10}	0,1933	0,9150	0,1769
n-C_4H_{10}	0,5895	0,7200	0,4244
iC_5H_{12}	0,0003	0,3700	0,0001
n-C_5H_{12}	0,0001	0,3100	0,0000
Total	1,0000	-	1,0000

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température d'alimentation de la colonne : **t= 75°C**

Considérons le **n-C4** comme l'élément de référence clé-lourd, donc les valeurs de **Kr** pour chaque zone seront les valeurs mentionnées dans le tableau ci-dessous.

Tableau- VII -8 : Les valeurs de la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone de la colonne.

Zones	**K_r**
Alimentation	0,915
Rectification	0,445
Epuisement	1,161

Tableau- VII-9 : Les valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne.

	Zone d'alimentation		**Zone de rectification**			**Zone d'épuisement**		
Constituants	**K_i**	**α_{Li}**	**K_i**	**α_{Di}**	**α_{im}**	**K_i**	**α_{Ri}**	**α_{im}**
C_2H_6	4,5000	4,9180	2,7650	6,2135	5,5658	5,3000	4,5650	4,7415
C_3H_8	1,7000	1,8579	0,9685	2,1764	2,0172	2,0800	1,7916	1,8247
i-C_4H_{10}	0,9150	1,0000	0,4450	1,0000	1,0000	1,1610	1,0000	1,0000
n-C_4H_{10}	0,7200	0,7869	0,3500	0,7865	0,7867	0,9340	0,8045	0,7957
i-C_5H_{12}	0,3700	0,4044	0,1400	0,3146	0,3595	0,4850	0,4177	0,4111
n-C_5H_{12}	0,3100	0,3388	0,1050	0,2360	0,2874	0,4160	0,3583	0,3486

- La volatilité moyenne de la zone de rectification :

$$\alpha_{im} = (\alpha_{Li} + \alpha_{Di}) / 2 \qquad \text{..... (VII.21)}$$

- La volatilité moyenne de la zone d'épuisement :

$$\alpha_{im} = (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) / 2 \qquad \text{..... (VII.22)}$$

VII.7. Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation :

Le taux de vaporisation de la charge de l'alimentation et les compositions des phases liquides et vapeurs à l'entrée sont calculées à l'aide des équations suivantes :

$$X'_{0i} = X'_{Li} / [1 + e'_0 (K_i - 1)] \qquad \text{..... (VII.23)}$$

$$Y'_{0i} = K_i \, . X'_{0i} \qquad \text{..... (VII.24)}$$

X'_{0i} : concentration de l'élément « i » dans la zone d'alimentation phase liquide**.**

Y'_{0i} : concentration de l'élément « i » dans la zone d'alimentation phase vapeur.

Le taux de vaporisation de la charge est calculé par approximation successive :

e'_0= 0,0168798

Tableau- VII -10 : Calcul des valeurs de X'_{0i} et Y'_{0i} de chaque constituant :

Constituants	X'_{Li}	K_i à 13,2 atm	$1+ e'_0(K_i-1)$	X'_{0i}	Y'_{0i}
C_2H_6	0,0107	4,5000	1,0591	0,0101	0,0455
C_3H_8	0,2061	1,7000	1,0118	0,2037	0,3463
i-C_4H_{10}	0,1933	0,9150	0,9986	0,1936	0,1771
n-C_4H_{10}	0,5895	0,7200	0,9953	0,5923	0,4265
iC_5H_{12}	0,0003	0,3700	0,9894	0,0003	0,0001
n-C_5H_{12}	0,0001	0,3100	0,9884	0,0001	0,0000
Total	1,0000	-		1,00007786	0,995465

VII.8. Calcul du taux de reflux :

VII.8.1. Calcul du taux de reflux minimal : par la formule ''UNDERWOOD''

$$r_{f\,min} = \varphi \sum \left(\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li}-\varphi}\right) \text{..... (VII.25)}$$

Avec : φ c'est une constante qui varie entre les volatilités des constituants clés lourds et légers, tel que : $\alpha_{Ln4} < \varphi < \alpha_{L3}$**..... (VII.26)**

Sachant que : α_{Ln4} **=** 1 et α_{L3} =2,3333

C'est-à-dire : **1< φ <2,3333**

Le calcule de φ se fait par approximation successive selon l'équation suivante :

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{Li}.X'_{Li}}{\alpha_{Li}-\varphi} \text{..... (VII.27)}$$

On a trouvé que : **φ=1,49329**

Tableau- VII -11: Valeur du taux de vaporisation de la charge calculée en fonction du facteur d'équilibre des phases.

Constituant	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li}.\alpha_{Li}$	φ =1,49329	
				α_{Li} - φ	$\frac{X'_{Li}\alpha_{Li}}{\alpha_{Li}-\varphi}$
C_2H_6	0,0107	4,9180	0,0526	3,4247	0,0154
C_3H_8	0,2061	1,8579	0,3829	0,3646	1,0502
i-C_4H_{10}	0,1933	1,0000	0,1933	-0,4933	-0,3919
n-C_4H_{10}	0,5895	0,7869	0,4639	-0,7064	-0,6567
iC_5H_{12}	0,0003	0,4044	0,0001	-1,0889	-0,0001
n-C_5H_{12}	0,0001	0,3388	0,0000	-1,1545	0,0000
Total	1,0000	---	---	---	0,01687985

Les résultats des calculs montrent que : pour **e'_0=0,0168798** **φ =1,49329**

Tableau- VII -12 : l'application de la formule qui calcul le taux de reflux minimal.

Constituant	α_{Li}	Y'_{Di}	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li}-\varphi}$
C_2H_6	4,9180	0,0508	3,4247	0,0148
C_3H_8	1,8579	0,9480	0,3646	2,6000
i-C_4H_{10}	1,0000	0,0010	-0,4933	-0,0020
n-C_4H_{10}	0,7869	0,0002	-0,7064	-0,0003
i-C_5H_{12}	0,4044	0,0000	-1,0889	0,0000
n-C_5H_{12}	0,3388	0,0000	-1,1545	0,0000
Total		1,0000	-	2,6126

r_{fmin}= 2,6126 . 1,49329 **d'où :** **r_{fmin}= 3, 9013**

VII.8.2. Calcul du taux de reflux optimal :

Il est calculé par l'équation de GILLILAND :

$$r_{fopt} = 1.3\, r_{f\,min} + 0{,}33 \quad \text{..... (VII.28)}$$

$$r_{fopt} = 5{,}4017$$

VII.9. Calcul du taux de rebouillage :

VII.9.1. Calcul du taux de rebouillage minimal :

Le taux de rebouillage minimal est calculé par la formule suivante :

$$-r_{b\,min} = \sum \frac{\alpha_{Li}.X'_{Ri}}{\alpha_{Li}-\varphi} \text{..... (VII.29)}$$

Tableau- VII -13: l'application numérique de la formule qui calcul le taux de rebouillage minimal.

Constituant	X'_{Ri}	α_{Li}	$\alpha_{Li}.X'_{Ri}$	$\alpha_{Li}-\varphi$	$\frac{\alpha_{Li}.X'_{Ri}}{\alpha_{Li}-\varphi}$
C_2H_6	0,0000	4,9180	0,0000	3,4247	0,0000
C_3H_8	0,0079	1,8579	0,0147	0,3646	0,0403
i-C_4H_{10}	0,2447	1,0000	0,2447	-0,4933	-0,4961
n-C_4H_{10}	0,7469	0,7869	0,5877	-0,7064	-0,8320
i-C_5H_{12}	0,0004	0,4044	0,0002	-1,0889	-0,0001
n-C_5H_{12}	0,0001	0,3388	0,0000	-1,1545	0,0000
Total					-1,2880

D'où : $r_{b\,min} = 1{,}2880$

VII.9.2. Calcul du taux de rebouillage optimal :

Par contre le taux de rebouillage opératoire est obtenu par la formule suivante :

$$r_{b\,opt} = \frac{D'}{R'}.r_{f\,opt} + (1-e'_0).\frac{L'}{R'} - 1 \quad \text{.....} \quad \textbf{(VII.30)}$$

r_{bopt}= [(145,0598 / 543,0197). 5,4017] + [(1 - 0,0168798). (688,0795 / 543.0197)] -1

Donc : $\mathbf{r_{bopt} = 1,6887}$

VII.10. Calcul du nombre de plateaux théoriques :(par la méthode approximative de GILLILAND) ;

VII.10.1. Dans la zone de rectification (N_r) :

Le nombre minimal de plateaux théorique dans cette zone est donné par l'équation suivante :

$$\mathbf{N_{Rmin} = Ln\ [(Y'_{DC3}.X'_{LnC4}) / (Y'_{DnC4}.X'_{LC3})] / Ln\ (\alpha_{C3}/\alpha_{nC4})\ldots\ldots\ (VII.31)}$$

$N_{R\ min}$ = Ln [(0,9480 . 0,1933) / (0,001.0,2061)] / Ln (2,2061/ 1)

On trouve :$N_{R\ min}$ = 8,79

On admet la valeur de : $\mathbf{N_{R\ min} = 9}$

En utilisant le diagramme de GILLILAND **(Annexe n°02)** qui donne le nombre de plateau théorique et le taux de reflux:

$$\mathbf{(N_R/N_{R\ min}) / (N_R+1) = f\ [(r_f - r_{f\ min}) / (r_f+1)]\ldots\ldots\ldots\ldots\ (VII.32)}$$

Donc à partir de ce diagramme on va tirer la valeur de $\mathbf{(N_R/N_{R\ min}) / (N_R+1)}$ qui correspond à $[r_{fopt} - r_{fmin}/ (r_{fopt} +1)]$ = 0,2343

On trouve : $(N_R - N_{R\ min}) / (N_R+1)$ = 0.423

→ N_R (1-0,423) = 9+0,423

On trouve :N_R = 16,36

On admet la valeur de : $\mathbf{N_R = 16}$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets (ε = 0,9), le nombre réel de plateaux dans cette zone est de :

$$\mathbf{N_r = N_R/\varepsilon\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ (VII.33)}$$

On trouve : Nr = 17,77

On admet la valeur de $\mathbf{N_r = 18}$

VII.10.2. Dans la zone d'épuisement (N_e) :

Le nombre de plateaux théorique dans cette zone est donné par l'équation :

$$\mathbf{N_{Emin} = Ln\ [(X'_{LC3}.X'_{RnC4}) / (X'_{LnC4}.X'_{RC3})] / Ln\ (\alpha_{C3}/\alpha_{nC4})\ \ldots\ldots\ (VII.34)}$$

N_{Emin}= Ln [(0,2061 . 0,2447) / (0,1933. 0,0079)] /Ln (1,7961/ 1)

On trouve :N_{Emin}= 5,97

On admet la valeur de : $\mathbf{N_{Emin} = 6}$

On a trouvé : $(N_E-N_{Emin})/(N_E+1)$ = 0.423→ N_E (1-0,423) = 6+ 0.423

Donc, on trouve : $N_E = 11.13$

On admet la valeur de :**$N_E = 11$**

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets (ε = 0,9), le nombre réel de plateaux dans cette zone est de :

$$N_e = N_E/\varepsilon \text{ ..... (VII.35)}$$

$N_e = 12,22$

On admet la valeur de : **$N_e = 12$**

VII.10.3. Nombre total des plateaux (N_t) :

Le nombre total des plateaux existant réellement au niveau de la colonne est :

$$N_t = N_r + N_e \text{ ..... (VII.36)}$$

$N_t = 18 + 12 = 30$ plateaux

VII.11. Dimensionnement de la Colonne :

VII.11.1. Calcul du diamètre de la colonne :

$$d = 2(S/\pi)^{½} = 2(V/W.\pi)^{½} \text{ ..... (VII.37)}$$

Où :

d : diamètre de la colonne (m)

S : section de la colonne (m^2)

V:débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne (m^3/h).

W : vitesse admissible des vapeurs (m/s)

1) **Calcul du débit volumique des vapeurs (V) :**

Il est calculé d'après la formule suivante :

$$V = [22,4.Z .V_m. (T_s + 273)] / (273.P_s) \text{ ..... (VII.38)}$$

Où :

V : débit volumique des vapeurs (m^3/h).

V_m : débit molaire des vapeurs (kmole/h).

Z : facteur de compressibilité.

P_s : pression au sommet de la colonne.

T_s : température au sommet de la colonne.

Avec : **Ps = 13atm** et **Ts = 36°c**

❋ **Calcul de V_m :**

$$V_m = (g_x + D') = D'.(r_f + 1) \text{ ..... (VII.39)}$$

V_m =145,0598**.** (5, 4017+1)

V_m = 928,6293kmol/h

❋ **Calcul du facteur de compressibilité (Z) :**

Ces facteurs sont déterminés d'après les paramètres de pression et de température critiques.

Connaissant ces derniers, on calcul les paramètres réduits d'après les formules :

$$T_{rm} = \frac{T_{gaz}}{T_{Cm}} \text{..... (VII.40)}$$

$$P_{rm} = \frac{P_{gaz}}{P_{Cm}} \text{..... (VII.41)}$$

Où :

$T_{r\,m}$: Température réduite moyenne

T_{gaz}: Température du gaz

$T_{C\,i}$: Température critique « i » **(Annexe n° 03)**

$P_{r\,m}$: Pression réduite moyenne

P_{gaz}: Pression du gaz

$P_{C\,i}$: Pression critique de l'élément « i » **(Annexe n° 03)**

Sachant que :

$$T_{C\,m} = \sum Y'_i \cdot T_{Ci} \text{..... (VII.42)}$$

$$P_{C\,m} = \sum Y'_i \cdot P_{Ci} \text{..... (VII.43)}$$

Le calcul détaillé est présenté dans le tableau ci-dessous.

Tableau- VII -14 : la température et la pression critiques moyennes du Distillat.

Constituant	Y'_{Di}	$T_{C\,i}$ (K)	$P_{C\,i}$ (atm)	$T_{C\,m}$ (K)	$P_{C\,m}$ (atm)
C_2H_6	0,0508	305,5000	48,2000	15,5194	2,4486
C_3H_8	0,9480	370,0000	42,0000	350,7600	39,8160
i-C_4H_{10}	0,0010	408,1000	36,0000	0,4081	0,0360
n-C_4H_{10}	0,0002	425,2000	37,5000	0,0850	0,0075
i-C_5H_{12}	0,0000	461,0000	32,9000	0,0000	0,0000
n-C_5H_{12}	0,0000	469,8000	33,3000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	-	-	366,7725	42,3081

On trouve :

$T_{C\,m}$ =366,7725° K

$P_{C\,m}$= 42,3081atm

Les paramètres réduits sont :

$T_{r\,m}$= (36+273)/ 369,5954= 0,8425 K

$P_{r\,m}$= (13/42,0333)= 0,3073atm

On calcule les pressions et les températures réduites afin de déterminer le facteur de compressibilité **Z** d'après le diagramme **(annexe n°4)** « KATZ et KAY'S Compressibility factor chart »

On trouve : **Z= 0,770**

Donc le débit volumique des vapeurs peut être calculé par la formule suivante :

$$V = [22,4.\ Z\ .V_m.\ (T_s + 273)] / (273.P_s)$$

$$V = 1394,5484\ m^3/h = 0,3874\ m^3/s$$

La masse volumique des vapeurs sera :

$$\rho = V_m\ .\ M_{mD} / V \quad \text{..... (VII.44)}$$

ρ = 928,6293. 43,3946 / 1394,5484

ρ = 28,8964Kg/m^3

❋ **Calcul de la masse volumique du liquide (reflux) :**

On calcule tout d'abord la masse volumique moyenne donnée par la formule :

$$d^{20}_{4\,moy} = 1 / \sum(X'_{Di} / d^{20}_{4\,i}) \quad \text{..... (VII.45)}$$

Avec : X'_{Di} : concentration massique de l'élément « i ».

Calculons d'abord les concentrations massiques de chaque élément du distillat $X'_{Di.}$

Tableau- VII -15 : Représentant les concentrations massiques du Distillat

Constituant	M_i	Composition molaire X'_{Di}	M_i . X'_{Di}	Composition massique X_{Di}
C_2H_6	30,0700	0,0508	1,5276	0,0352
C_3H_8	44,0900	0,9480	41,7973	0,9632
i-C_4H_{10}	58,1200	0,0010	0,0581	0,0013
n-C_4H_{10}	58,1200	0,0002	0,0116	0,0003
iC_5H_{12}	72,1500	0,0000	0,0000	0,0000
nC_5H_{12}	72,1500	0,0000	0,0000	0,0000
Total	-	1,0000	43,3946	1,0000

Le calcul de la densité $d_{4\,moy}^{20}$est présenté dans le tableau ci-dessous :

Tableau- VII -16: Représentant le calcul de la masse volumique du liquide dans le ballon de reflux.

Constituant	$\mathbf{X_{Di}}$	$d_{4\,i}^{20}$	$\frac{X_{Di}}{d_{4\,i}^{20}}$
$\mathbf{C_2H_6}$	0,0352	0,3670	0,0959
$\mathbf{C_3H_8}$	0,9632	0,5017	1,9198
i-C_4H_{10}	0,0013	0,5570	0,0023
n-C_4H_{10}	0,0003	0,5782	0,0005
i-C_5H_{12}	0,0000	0,6194	0,0000
n-C_5H_{12}	0,0000	0,6345	0,0000
Total	1,0000	**-**	2,018562756

Donc :

$d_{4\,moy}^{20} =$ 1/ 2,018562756= 0.4954

Donc la masse volumique est : 495,4Kg/m^3

Sachant que :

$d_{4\,moy}^{t} = d_{4\,moy}^{20} - \alpha(t-20)$**..... (VII.46)**

Alors :$d_{4\,moy}^{34} = d_{4\,moy}^{20} - \alpha(34-20)$

α = 0,001828 – 0,00132.$d_{4\,moy}^{20}$= **0,001174**

$\boldsymbol{d_{4\,moy}^{34}}$**= 0,478964**

Donc la masse volumique est : **478,964 Kg/m^3**

2) Calcul de la vitesse des vapeurs (W) :

La vitesse des vapeurs est donnée par la formule suivante :

$$\mathbf{W=8.47\ .10^{-5}\ .C\ [(d^L-\ d^V)/\ d^V]^{1/2}} \quad \textbf{..... (VII.47)}$$

C : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux.

$\mathbf{d^L = d_{4moy}^{34} = 478,964 Kg/m^3}$

$\mathbf{d^V = \rho = 28,8964 Kg/m^3}$

Tableau- VII -17 : valeurs du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux.

Distance entre deux plateaux (mm)	400	600	800
C	400	580	680

La distance entre deux plateaux dans notre colonne de dépropanisation (C-03) égale **457mm**.

Donc le coefficient C qui dépend de la distance entre les plateaux correspondant à notre colonne c'est : **C=400**

W=8,47.10^{-5} .400.3,947 d'où : **W=0,1337 m/s**

Donc, on remplace les résultats trouvés dans la formule du diamètre :

$\mathbf{d = 2(V/W.\pi)^{1/2}}$

$\rightarrow \mathbf{d} = 2.\ (0,3874 / \pi.\ 0,1337)^{1/2}$

D'où : le diamètre normalisé est : **d = 1,9212 m**

Les diamètres standards des colonnes utilisés dans l'industrie du raffinage sont :

1,0 ; 1,2 ; 1,4 ; 1,6 ; 1,8 ; 2,0 ; 2,2 ; 2,4 ; 2,6 ; 2,8 ; 3,0 ; 3,2 ; 3,6 ; 3,8 ; 4 ; 4,5 ; 5 ; 5,5 ; 6,0 ; 6,4 ; 7,0 ; 8,0 ; 9,0. [44].

Alors que le diamètre de la colonne d'après les normes sera : **d = 2**

VII.11.2. Calcul de la hauteur de la colonne :

La hauteur totale de la colonne est donnée par :

$$\mathbf{H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \ldots\ldots\ldots\ldots (VII.48)}$$

Où :

$\mathbf{h_1}$: Hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur.

$\mathbf{h_2}$: hauteur de la zone de rectification.

$\mathbf{h_3}$: hauteur de la zone d'alimentation.

$\mathbf{h_4}$: hauteur de la zone d'épuisement.

$\mathbf{h_5}$: Hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur.

$\mathbf{h_p}$: distance entre deux plateaux.

$\mathbf{h_6}$: hauteur de la jupe de la colonne, pratiquement égale à 4 m.

a) La hauteur de la zone de rectification est calculée comme suit :

$$h_2 = (N_r - 1).h_p \text{…… (VII.49)}$$

Sachant que la distance entre deux plateau h_p**= 0,457 m**

Donc : $h_2 = (18- 1) .0,457$ d'où : h_2 **= 7,769 m**

b) La hauteur de la zone d'alimentation :

$$h_3 = 3.h_p \text{…… (VII.50)}$$

$h_3 = 3. 0,457$ d'où : **h3 = 1,371 m**

c) La hauteur de la zone d'épuisement :

$$h_4 = (N_e - 1).h_p \text{…… (VII.51)}$$

$h_4 = (12 -1). 0,457$ d'où : h_4**= 5,027 m**

d) La hauteur des espaces libres:

On admet h_1 **=d/2 = 0,9606m** et h_5 **= 2,1m** (donnée réel)

Donc, **la hauteur totale de la colonne C-03 est** :

H_T=0,9606+ 7,769+ 1,371+ 5,027+ 2,1 ⟹ **H_T= 17,2276 m**

Dans le cas ou le **d=2** la hauteur totale de la colonne est H_T **= 17,267**

Si on prend en considération la hauteur de la jupe, la hauteur total de la colonne devient : $H'_T = H_T + h_6$ **[44].**

Donc H'_T **= 17,2276 + 4** ⟹ H'_T **= 21,2276 m**

VII.12. Bilan thermique de la colonne (cas actuel)

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$(L'.h_L) + Q_{Rb} = (D'.H_D) + (R'.h_R) + Q_C \text{…… (VII.52)}$$

Avec:

$$h_L = e'_0.H_{GR} + (1- e'_0).h_{GR} \text{…… (VII.53)}$$

$$Q_C = (g_x'+D').(H_D-h_D) \text{…… (VII.54)}$$

Où :

L', D', R' : débits de la charge, du distillat et du résidu (kmole/ h).

Q_{Rb}: Charge thermique du rebouilleur en [Kcal/h].

Q_C : Charge thermique du condensateur en [Kcal/h].

h_L: Enthalpie de la charge en [Kcal/kmole].

e'_0 : taux de vaporisation de la charge [molaire].

H_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide en [Kcal/kmole].

h_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur en [Kcal/kmole].

H_{GR}: Enthalpie de la charge à l'état vapeur en [kcal/kg].

h_{GR} : Enthalpie de la charge à l'état liquide en [kcal/kmole].

h_R: Enthalpie du résidu en [Kcal/kmole].

g_x': Débit molaire du reflux liquide en [kmole/h].

D'après la valeur du taux de reflux:

On a:

$$g_x' = r_f \cdot D' \quad \text{(VII.55)}$$

Donc : g_x'= 5,4017.145,0197

g'_x= 783.3529Kmole/h

VII.12.1. Calcul des densités de chaque phase :

1) Densité relative de la charge liquide

Tableau- VII -18 : les concentrations massiques de la charge liquide.

Constituant	M_i	X'_{0i}	$X'_{0i}.M_i$	Composition massique X_{0i}
C_2H_6	30,0700	0,0101	0,3037	0,0055
C_3H_8	44,0900	0,2036	8,9767	0,1633
i-C_4H_{10}	58,1200	0,1936	11,2520	0,2046
n-C_4H_{10}	58,1200	0,5923	34,4245	0,6261
iC_5H_{12}	72,1500	0,0003	0,0216	0,0004
nC_5H_{12}	72,1500	0,0001	0,0072	0,0001
Total	-	1,0000	54,9858	1,0000

Tableau- VII -19 : Calcul de la densité relative de la charge liquide.

Constituant	$\mathbf{X_{0i}}$	$d_{4\,i}^{15}$	$\frac{X_{0i}}{d_{4\,i}^{15}}$
C_2H_6	0,0055	0,3736	0,0147
C_3H_8	0,1633	0,5075	0,3218
$i\text{-}C_4H_{10}$	0,2046	0,5625	0,3637
$n\text{-}C_4H_{10}$	0,6261	0,5834	1,0732
$i\text{-}C_5H_{12}$	0,0004	0,6244	0,0006
$n\text{-}C_5H_{12}$	0,0001	0,6394	0,0002
Total	1,0000	-	1,7742

d_4^{15}= 1 / 1,7742= 0,5636

On sait que :

$d_4^{15} = 0.99904 \,.\, d_{15}^{15}$**…… (VII.56)**

$\rightarrow \quad d_{15}^{15} = \frac{d_4^{15}}{0.99904} = \frac{0{,}5636}{0.99904}$

D'où : $\boldsymbol{d_{15}^{15} = 0.5642}$

2) densité relative du résidu :

Tableau- VII -20 : Concentrations massiques des constituants du résidu.

Constituant	M_i	X'_{Ri}	$X'_{Ri}.M_i$	Composition massique X_{Ri}
C_2H_6	30,0700	0,0000	0,0000	0,0000
C_3H_8	44,0900	0,0079	0,3483	0,0060
$i\text{-}C_4H_{10}$	58,1200	0,2447	14,2220	0,2451
$n\text{-}C_4H_{10}$	58,1200	0,7469	43,4098	0,7482
iC_5H_{12}	72,1500	0,0004	0,0289	0,0005
nC_5H_{12}	72,1500	0,0001	0,0072	0,0001
Total	-	1,0000	58,0162	1,0000

Tableau - VII -21 : Calcul de la densité relative des constituants du résidu.

Constituant	X_{Ri}	$d_{4\,i}^{15}$	$\frac{X_{Ri}}{d_{4\,i}^{15}}$
C_2H_6	0,0000	0,3736	0,0000
C_3H_8	0,0061	0,5075	0,0120
$i\text{-}C_4H_{10}$	0,2451	0,5625	0,4357
$n\text{-}C_4H_{10}$	0,7482	0,5834	1,2825
$i\text{-}C_5H_{12}$	0,0005	0,6244	0,0008
$n\text{-}C_5H_{12}$	0,0001	0,6394	0,0002
Total	1,0000	-	1,7312

d_4^{15}= 1 / 1,7312= 0,5776

$d_{15}^{15} = \frac{d_4^{15}}{0.99904}$ D'où : $\boldsymbol{d_{15}^{15} = 0,5782}$

3) Densité relative du distillat liquide :

Tableau - VII -22: Calcul de la densité relative du distillat liquide

Constituant	$\mathbf{X_{Di}}$	$d_{4\,i}^{15}$	$\frac{X_{Di}}{d_{4\,i}^{15}}$
C_2H_6	0,0352	0,3736	0,0942
C_3H_8	0,9632	0,5075	1,8979
$i\text{-}C_4H_{10}$	0,0013	0,5625	0.0023
$n\text{-}C_4H_{10}$	0,0003	0,5834	0,0005
$i\text{-}C_5H_{12}$	0,0000	0,6244	0,0000
$n\text{-}C_5H_{12}$	0,0000	0,6394	0,0000
Total	1,0000	**-**	1,9949748

d_4^{15}= 1 **/** 1,9949748= 0,5013

$d_{15}^{15} = \frac{d_4^{15}}{0.99904}$D'où : $\boldsymbol{d_{15}^{15} = 0,5017}$

VII.12.2. Détermination des enthalpies de chaque phase :

❋ **Pour la phase liquide :**

On utilise la relation suivante :

$$\mathbf{q_t = (1 / d_{15}^{15})^{1/2} . (0,403 .T + 0,000405 .T^2)} \text{ (kcal/kg)} \quad \textbf{……. (VII.57)}$$

❋ **Pour la phase vapeur:**

Les enthalpies des différents constituants peuvent être déterminées graphiquement à partir des graphes H = f (T, P) en (Btu/lb)

$$H_{mélange} = \sum Y_i . H_i \quad \textbf{……. (VII.58)}$$

1,8(Btu/lb) **= 1** (Kcal/kg) **……. (VII.59)**

H_i: ce sont des enthalpies des constituants à l'état pur.

$H_{mélange}$: l'enthalpie du mélange à l'état vapeur.

$Y_{i:}$ composition massique de constituant « i ».

H_i sont déterminées d'après un abaque joint-en **(annexe n°7)** tiré du GPSA DATABOOK

A. Calcul de l'enthalpie de la charge liquide :

$\mathbf{q_t = (1 / d_{15}^{15})^{1/2} . (0{,}403 .T + 0{,}000405 .T^2)}$

Sachant que : T= 75 °C

$q_t = (1/0{,}5642)^{½} .(0{,}403.75+0{,}000405 .75^2)$

h_{GR}= 43,2722 kcal/kg

B. Calcul de l'enthalpie du distillat liquide :

$\mathbf{q_t = (1 / d_{15}^{15})^{1/2} . (0{,}403 .T + 0{,}000405 .T^2)}$

Sachant que : T= 34 °C

$q_t = (1/0{,}5017)^{½}(0{,}403.34+0{,}000405 .34^2)$

h_D =20,0057 kcal/kg

C. Calcul de l'enthalpie du résidu :

$\mathbf{q_t = (1 / d_{15}^{15})^{1/2} . (0{,}403 .T + 0{,}000405 .T^2)}$

Sachant que : T= 90 °C

$q_t = (1/0{,}5782)^{½}(0{,}403.90+0{,}000405 .90^2)$

h_R= 52, 0131 kcal/kg

D. Calcul de l'enthalpie du distillat vapeur :

Données :

P_s= 13; (P_s=191,047 psi)

T_s=36°C ; (T_s=96,8 °F)

Les concentrations massiques des constituants du distillat vapeur sont déjà calculées dans le tableau (VII -15).

Le tableau qui suit résume les différents résultats obtenus :

Tableau- VII -23 : Calcule de l'enthalpie du distillat vapeur

Constituant	M_i	Composition massique Y_{Di}	Enthalpie de constituant H_i (BTU/lb)	Enthalpie de constituant H_i (Kcal/kg)	Y_{Di}. H_i
C_2H_6	30,0700	0,0352	175,0000	97,2222	3,4222
C_3H_8	44,0900	0,9632	135,0000	75,0000	72,2400
i-C_4H_{10}	58,1200	0,0013	130,0000	72,2222	0,0939
n-C_4H_{10}	58,1200	0,0003	130,0000	72,2222	0,0217
iC_5H_{12}	72,1500	0	100,0000	55,5556	0,0000
nC_5H_{12}	72,1500	0	0,0000	0,0000	0,0000
Total		1,0000		372,2222	75,7778

D'où : **H_D= 75,7778kcal/kg**

E. Calcul de l'enthalpie de la charge vapeur :

Les concentrations massiques des constituants de la charge vapeur sont présentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau- VII -24 : Concentrations massiques des constituants de la charge vapeur

Constituant	M_i	Y'_{0i}	$Y'_{0i}.M_i$	Composition massique Y_{0i}
C_2H_6	30,07	0,0455	1,3682	0,0265
C_3H_8	44,09	0,3463	15,2684	0,2952
i-C_4H_{10}	58,12	0,1771	10,2931	0,1990
n-C_4H_{10}	58,12	0,4265	24,7882	0,4792
iC_5H_{12}	72,15	0,0001	0,0072	0,0001
nC_5H_{12}	72,15	0,0000	0,0000	0,0000
Total	-	1,0000	51,7250	1,0000

Données :

P= 13,2atm ; (P_s= 193,986 psi)

T= 75 °C ; (T_s= 167 °F)

Tableau- VII -25 : Calcule de l'enthalpie de la charge vapeur

Constituant	M_i	Composition massique Y_{0i}	Enthalpie de constituant H_i (BTU/lb)	Enthalpie de constituant H_i (Kcal/kg)	Y_{0i}. H_i
C_2H_6	30,0700	0,0265	200,0000	111,1111	2,9390
C_3H_8	44,0900	0,2952	160,0000	88,8889	26,2385
i-C_4H_{10}	58,1200	0,1990	149,0000	82,7778	16,4724
n-C_4H_{10}	58,1200	0,4792	149,0000	82,7778	39,6696
iC_5H_{12}	72,1500	0,0001	130,0000	72,2222	0,0101
nC_5H_{12}	72,1500	0,0000	130,0000	72,2222	0,0000
Total		1,0000			85,3297

D'où : **H_{GR}= 85,3297kcal/kg**

Le tableau qui suit résume les enthalpies obtenues pour chaque phase :

Tableau- VII -26-: Les enthalpies de chaque phase.

Flux	M_m (kg/kmole)	T (°c)	P (atm)	Enthalpie des phases		
				Désignation	Kcal/Kg	Kcal/Kmole
Charge vapeur	51,7249	75,0000	13,3716	H_{GR}	85,3297	4413,6702
Charge liquide	54,9890	75,0000	13,3716	h_{GR}	43,2722	2379,4950
Distillat vapeur	43,3946	36,0000	13,1690	H_D	75,7778	3288,3473
Distillat liquide	43,3946	33,0000	12,9664	h_D	20,0057	868,1393
Résidu	58,0162	90,0000	13,5742	h_R	52,0131	3017,6024

VII.12.3. Calcul de la charge thermique dans la colonne de dépropanisation :

1) Détermination de la charge thermique de l'alimentation :

$$Q_L = L'. h_L \text{……. (VII.61)}$$

Avec : $h_L = e'_0 .H_{GR} + (1- e'_0). h_{GR}$ **……. (VII.62)**

h_L= 0,0168798 .4413,6702+ (1 -0,0168798) .2379,4950

h_L= 2413,8315 kcal/kmole

Sachant que :

L' = 688,0795Kmole/h

Donc : Q_L = 688,0795. 2413,8315

Q_L = 1 660 907,972 kcal/h

2) Détermination de la charge thermique du distillat :

$$Q_D = D' . H_D \text{……. (VII.63)}$$

Q_D = 145,0598.3288,3473

Q_D = 477 007,0017 kcal/h

3) Détermination de la charge thermique du condenseur :

$$Q_C = (g_x'+D').(H_D-h_D) \text{ ……. (VII.64)}$$

Q_C = (783.3529+ 145,0598). (3288,3473-868,1393)

Q_C = 2 246 951,844 kcal/h

4) Détermination de la charge thermique du résidu :

$$Q_R = R'. h_R \text{……. (VII.65)}$$

Q_R =543,0197 **.**3017,6024

Q_R= 1 638 617,55 kcal/h

5) Charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{Rb} :

La quantité de chaleur **Q_{Rb}** apportée au fond de la colonne, peut être déterminée à partir du bilan thermique élaboré pour la partie située au-dessous du dernier plateau.

$$Q_{Rb}= Q_D+ Q_R+ Q_C - Q_L \text{ ……. (VII.66)}$$

Q_{Rb} = 477 007,0017+ 1 638 617,55+ 2 246 951,844- 1 66 0907,972

Q_{Rb} = 2 701 668,424kcal/h

Partie 02 : Calcule de la colonne C-03 (cas design) :

Nous avons utilisé les mêmes étapes de calcule précédentes étape par étape, et nous écrivons les résultats dans les tableaux ci-dessous.

VII.13. Ordre de calcul :

A partir de la composition de la charge et les débits molaires de chaque flux.

1. Calcul de la composition molaire du distillat et résidu.
2. Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.
3. Calcul du reflux : minimal et optimal.
4. Calcul du taux de rebouillage minimal et optimal

VII.13.1. Les débits dans chaque phase :

Tableau- VII -27: Les débits de chaque phase

Flux	**Alimentation**	**Distillat**	**Résidu**
Débit molaire (Kmole/h)	744	159	585

VII.13.2. Détermination de la composition molaire de chaque constituant :

Tableau- VII -28: La composition molaire de chaque constituant dans chaque phase

Constituants	**X'_{Li}**	**X'_{Ri}**	**Y'_{Di}**
C_2H_6	0,0007	0,0000	0,0035
C_3H_8	0,2144	0,0030	0,9920
$i\text{-}C_4H_{10}$	0,1413	0,1790	0,0028
$n\text{-}C_4H_{10}$	0,6377	0,8105	0,0017
$i\text{-}C_5H_{12}$	0,0053	0,0067	0,0000
$n\text{-}C_5H_{12}$	0,0006	0,0008	0,0000
Total	1,0000	1,0000	1,0000

VII.13.3. Calcul du taux de reflux, de rebouillage et de vaporisation :

Tableau- VII -29: Taux de reflux, de rebouillage et de vaporisation

Taux de reflux		**Taux de rebouillage**		**Taux de vaporisation**	**φ**
r_{fmin}	**r_{fopt}**	**r_{bmin}**	**r_{bopt}**	**e'_0**	
3,8166	5,2916	1,2608	1,66165	3,8037%	1,90599

VII.14. Bilan thermique de la colonne (cas design) :

Nous avons utilisé les mêmes étapes de calcule précédentes étape par étape, et nous écrivons les résultats dans les tableaux ci-dessous.

VII.14.1. Calcul des densités de chaque phase :

Tableau- VII -30: Les densités de chaque phase liquide

Flux	$\boldsymbol{d_{15}^{15}}$ (kg/m^3)
Charge	566,9663
Distillat	507,8969
Résidu	580,2990

VII.14.2. Détermination des enthalpies de chaque phase :

Tableau- VII -31: les enthalpies de chaque phase.

Flux	**M_m (kg/kmole)**	**T (°c)**	**P (atm)**	**Enthalpie des phases**		
				Désignation	**Kcal/Kg**	**Kcal/Kmole**
Charge vapeur	52,8133	81	13,6	**H_{GR}**	100,1200	5287,6676
Charge liquide	55,2677	81	13,6	**h_{GR}**	46,8812	2591,0155
Distillat vapeur	44,1041	41	13,4	**H_D**	86,1111	3797,8530
Distillat liquide	44,1041	38	12,8	**h_D**	22,3088	983,9095
Résidu	58,1831	91	13,7	**h_R**	52,5442	3057,1844

VII.14.3. Calcul de la charge thermique dans la colonne de dépropanisation :

Tableau- VII -32: les charges thermiques de chaque zone

Zone	Désignation	Charge thermique Q(kcal/h)
Condenseur	Q_C	2 814 968,9590
Distillat	Q_D	603 858,6270
Alimentation	Q_L	2 004 029,5140
Résidu	Q_R	1 788 452,8740
Rebouilleur	Q_{Rb}	3 203 250,9550

Partie 03 : Calcul du ballon de reflux (V-04)

VII .15. Dimensionnement du ballon de reflux :

Le rôle du ballon de reflux est de recevoir l'effluent du condenseur de tête, de réaliser la séparation des phases qu'il collecte et de constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et de soutirage.

Les méthodes de calcul pour estimer les dimensions de ces ballons seront basées sur l'évaluation d'un temps de séjours tel que la séparation des phases soit suffisante pour réduire les entrainements à une valeur minimale acceptable et que simultanément le temps de séjour corresponde à une retenue liquide correcte.

Le contrôle du fonctionnement étant assuré par l'observation et le réglage du niveau liquide dans le ballon, il est donc logique de considérer un niveau normal de travail NN, situé légèrement au-dessus de la section équatoriale, et les écarts maximaux admissibles compatibles avec la longueur du niveau à glace, c'est-à-dire un niveau haut NH et un niveau bas NB (figure VII.1). Pour des ballons de diamètre supérieur à 60 cm, le niveau bas doit se situer à 20 ou 30 cm au-dessus du fond.

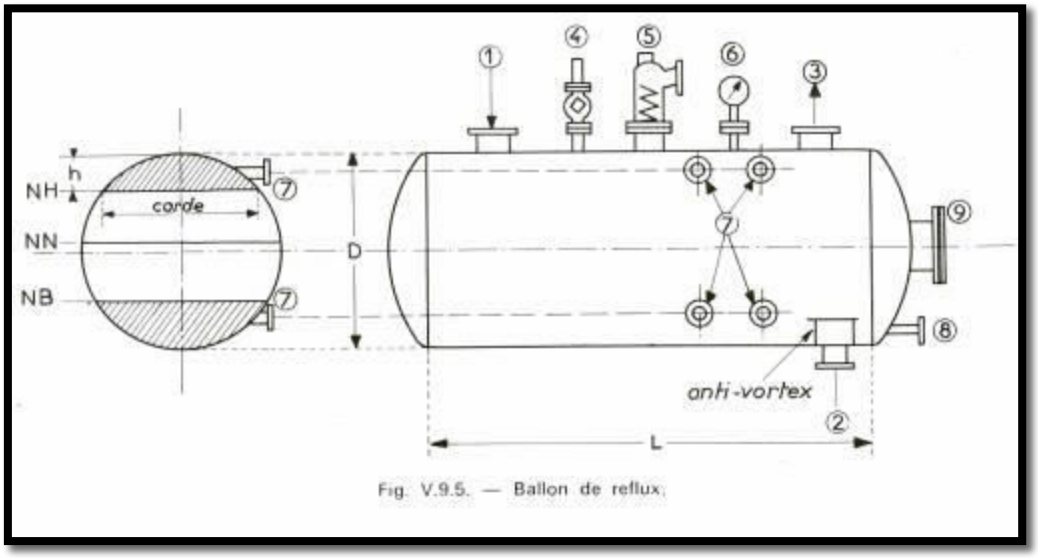


Figure V.II.1 -ballon de reflux

Le volume compris entre NN et NB représente la retenue qui est estimé de la façon suivante :

2 à 3 mn pour le reflux.

5 mn pour le soutirage.

Ou 8 à 10mn pour la totalité de la vapeur de tète condensée.

Données de départ :

- Débit de la charge **D' = 145,0598kmole/h**
- La nature de la charge : **liquide**
- Température dans le ballon : **34 °c**
- Pression dans le ballon : **12,8atm (12,9664 bars)**

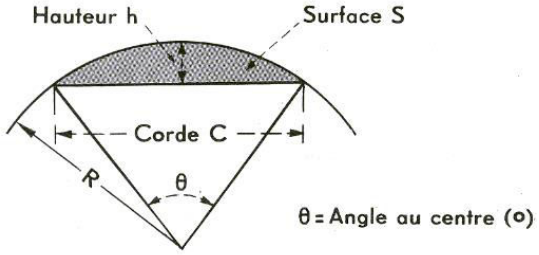
Pour le cas d'une condensation total du produit de tête de la colonne, la méthode proposée ci-après est décrite dans l'ouvrage de **Pierre Whittier page 1384**.

Pour une pression du ballon supérieur à 7 bars

3 <l/Đ< 5 ……. (VII.67)

Le rapport **l /Đ** de la longueur au diamètre est fonction de la pression de service. On adopte généralement les valeurs suivantes.

Enfin le calcul de la retenue liquide nécessite l'évaluation des aires de segments circulaires définies par les niveaux. Le tableau présenté dans **l'annexe (06)** donne directement ces aires en fonction de l'angle au centre θ, de la hauteur h, de la corde C du segment et du rayon R.



Le volume du distillat (propane) sur lequel sera basé le calcul du diamètre et la longueur du ballon est :

$$\mathbf{V = 2(V_1 + V_2)} \text{ ..... (VII.68)}$$

V_1 : volume retenu correspondant à 5 min de soutirage du distillat D'.

V_2 : volume retenu correspondant à 3 min de reflux de tête g'_D.

- Le débit massique du distillat :

$$\mathbf{D_m = D'.\ M_{mD}} \text{ ..... (VII.69)}$$

D_m = 145,0598**.** 43,3946= 6294,8120 kg/h

- Le débit volumique du distillat :

$$\mathbf{V' = D_m / d_4^t} \text{ ..... (VII.70)}$$

$d_4^{34} = d_4^{20} - \alpha\ (34-20)$

$$\boldsymbol{\alpha = 0.001828 - 0.00132\ .d_4^{20}} \text{ ..... (VII.73)}$$

α = 0,001174 d'où : d_4^{34} = 0,478964

Et la masse volumique est : 478,964 kg/m^3

Donc**: V' = 13,1426 m^3/h**

- La retenue correspondante à 5 min de soutirage :

$$\mathbf{V_1 = (V'.5) / 60} \text{ ..... (VII.71)}$$

$V_1 = (V'.5) / 60$ = 1,0952 m^3

- La retenue correspondante à 3min de reflux de tête g_D :

$$\mathbf{V_2 = (3.r_f.V') /60} \text{ ..... (VII.72)}$$

$V_2 = (3.r_f.V') /60$ = 3,5496m^3

- La retenue totale est :

$$\mathbf{V = 2(V_1 + V_2)} \text{ ..... (VII.73)}$$

$V = 2(V_1 + V_2) = 2(1,0952+ 3,5496)$.

V = 9,2896 m^3

- L'hypothèse **l = 3. (Đ)** donne une approximation sur le diamètre du ballon :

Đ= 0.75 (V) $^{1/3}$…….(VII.74)

Đ =0,75. (9,2896)$^{1/3}$

Donc le diamètre du ballon c'est : **Đ = 1,5766 m**

Soit **h = 20 cm** pour les hauteurs des segments circulaires supérieurs et inférieurs :

R = Đ/2 = 1,5766 / 2

R= 0,7883 m

Donc la valeur de **h/R** = 0,2 / 0,7883 = **0,2537 m**

Le tableau d'évaluation (**voir annexe 06**) donne pour la valeur trouvée h/R :

- L'aire du segment:

S' = 0,2280384 .R^2 ……. (VII.75)

S'=0,2280384**.** (0.7883)^2

S'=0,1417 m^2

- L'aire des deux segments:

S'' = 2 . S'……. (VII.76)

S'' = 0.2834m^2

- Donc le volume entre le NB et celui de NH est égal :

F = π R^2 – S''……. (VII.77)

F= 1,6678m^2

- On déduit **la longueur l** du ballon :

l= V/F ……. (VII.78)

l= 9,2896 / 1,6678

Donc **la longueur du ballon** c'est : **l= 5,5699 m**

- On vérifie le rapport l/ Đ:

l/ Đ= 5,5699/ 1,5766

D'où : **l/ Đ = 3,5329** **3 < 3,5329 < 5**

Commentaire :

Comme la valeur du rapport **l/ Ð** est comprise entre 3 et 5 et la pression de service du ballon est largement supérieure à 7 bar, alors les dimensions du ballon que nous avons calculé convergent avec ceux établis par le design.

Partie 04 : Comparaison et interprétation

Afin de vérifier le bon fonctionnement de la colonne de dépropanisation (C-03) de l'unité de gaz plant 1 (U30), une comparaison s'imposait entre les résultats obtenus par calcul du cas actuel et les valeurs données par le design.

a) Paramètres technologiques de la colonne de dépropanisation (C-03) :

Tableau- VII -33 : Paramètres de marche de la colonne.

Paramètres de la colonne	Valeurs actuelles	Valeurs du design
Température dans le ballon de reflux (°C)	34	**38,0**
Température de tête (°C)	36	**41,0**
Température d'alimentation (°C)	75	**81,0**
Température de fond (°C)	90	**91,0**
Pression dans le ballon de reflux (atm)	12,8	**12,8**
Pression de tête (atm)	13,0	**13,4**
Pression d'alimentation (atm)	13,2	**13,6**
Pression de fond (atm)	13,4	**13,7**
Taux de vaporisation de la charge e'_0 (%)	1,68798	**3,8037**
Taux de reflux	5,4017	**5,2916**

Interprétation 01 :

- Les valeurs obtenues du calcul des paramètres de marche de la colonne sont acceptables car ils sont proches de celles de design. On peut conclure que la colonne fonctionne normalement.
- La température dans cette colonne est principalement contrôlée par la température de sortie du rebouilleur ou l'apport de chaleur du rebouilleur.
- La diminution de la température de fond revient à la différence de la composition des fractions car la charge (actuelle) est un peu plus lourde que celle du design donc on diminue la température de sortie du rebouilleur afin de minimiser l'entrainement du constituant clé lourd dans le distillat.
- La diminution de la température au sommet est due à :
    1. Une augmentation du taux de reflux ce qui engendre une diminution des débits des vapeurs et du distillat.
    2. En raison de la diminution de la température de fond, la vaporisation diminuera, ce qui entrainera une diminution de pression et de température en tête de colonne.

b) Capacité thermique :

Les conditions de fonctionnement de la colonne C-03 nous ont permis de calculer les capacités thermiques du rebouilleur et du condenseur ces calculs sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau- VII -34 : capacité thermique

Capacité thermique	Actuelle	Design calculé	Design réel
Qc (kcal/h)	2 246 951,844	2 814 968,9590	**3 150 000,0000**
Q_{RB} (kcal/h)	2 701 668,424	3 203 250,9550	**3 321 000,0000**

Interprétation 02 :

- Les résultats obtenus ont montrés que les capacités thermiques calculées sont inférieures à celles du design et répond aux exigences de leurs exploitations, ce qui traduit que le condenseur et le rebouilleur pourront supporter des valeurs supérieures.

c) Dimensions de la colonne de dépropanisation (C-03) :

Tableau- VII -35: Dimension de la colonne

	Valeurs actuelles	Valeurs du design
Nombre total des plateaux	30	**30**
Zone d'épuisement	12	**10**
Zone de rectification	18	**20**
Injection de la charge	13ème plateau	**11ème plateau**
Diamètre (m) : **ɗ**	1,9212	**1,9800**
Hauteur (m) : $\mathbf{H_T}$	17,2276	**17,4550**

Si en prend la hauteur de la colonne d'après les normes **ɗ=2**

Diamètre (m) : **ɗ**	2	**1,9800**
Hauteur (m) : $\mathbf{H_T}$	**17.267**	**17,4550**

d) Dimensions du ballon (V-04) :

Tableau- VII -36 : Dimension du ballon.

	Valeurs actuelles	Valeurs du design
longueur du ballon (m) : **l**	5,5699	**5,5900**
diamètre du ballon (m) : **Ð**	1,5766	**1,7300**

Interprétation 03 :

- On a trouvé que le nombre des plateaux calculé est égal à celui du design, et pour le diamètre et la hauteur calculés sont très proches aux valeurs du design, de même pour le diamètre et la longueur du ballon.
- La différence est due à la variation des paramètres opératoires pression et température ainsi que la différence de la composition et les débits de la charge, ce qui montre que la colonne et le ballon supportent la charge traitée actuellement.
- La charge (actuelle) est moins légère que celle du design, ainsi que le taux de vaporisation de la charge actuelle est inférieur à celui du design, pour cela que l'alimentation se fait à partir du 13ème plateau à place du 11ème.

e) Compositions et débits molaires des constituants de la charge :

Tableau-VII -37: comparaison de la composition et débit molaire de la charge avec les valeurs données par le design.

Constituants	Fraction molaire		Débit molaire (kmole/h)	
	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design	Valeurs actuelles	Valeurs du Design
C_2H_6	0,0107	0,0007	7,3625	0,5565
C_3H_8	0,2061	0,2144	141,8132	159,4830
i-C_4H_{10}	0,1933	0,1413	133,0058	105,1602
n-C_4H_{10}	0,5895	0,6377	405,6229	474,4128
i-C_5H_{12}	0,0003	0,0053	0,2064	3,9195
n-C_5H_{12}	0,0001	0,0006	0,0688	0,4680
Total	1,0000	1,0000	688,0795	744,0000

f) Compositions et débits molaires des constituants du propane :

Tableau-VII -38 : comparaison de la composition et débit molaire du propane calculés avec les valeurs données par le design.

Constituants	Fraction molaire		Débit molaire (kmole/h)	
	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design	Valeurs actuelles	Valeurs du Design
C_2H_6	0,0508	0,0035	7,3690	0,5565
C_3H_8	0,9480	0,9920	137,5167	157,7280
i-C_4H_{10}	0,0010	0,0028	0,1451	0,4452
n-C_4H_{10}	0,0002	0,0017	0,0290	0,2703
i-C_5H_{12}	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C_5H_{12}	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	1,0000	145,0598	159,0000

g) Compositions et débits molaires des constituants du butane :

Tableau-VII -39 : comparaison de la composition et débit molaire du butane calculés avec les valeurs données par le design.

Constituants	Fraction molaire		Débit molaire (kmole/h)	
	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design	Valeurs actuelles	Valeurs du Design
C_2H_6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C_3H_8	0,0079	0,0030	1,3472	1,7550
i-C_4H_{10}	0,2447	0,1790	127,4377	104,7150
n-C_4H_{10}	0,7469	0,8105	367,9427	474,1425
i-C_5H_{12}	0,0004	0,0067	1,8462	3,9195
n-C_5H_{12}	0,0001	0,0008	0,3992	0,4680
Total	1,0000	1,0000	543,0197	585,0000

Interprétation 04:

- D'après les résultats de calcul résumés dans les tableaux (VII-37 et VII-38 et VII-39) on a trouvé que les fractions molaires et les débits des produits sont dans les normes par rapport aux valeurs exigées par le design.
- D'après les résultats dans les tableaux (VII -38 et VII -39) :
- On remarque dans le cas actuel, que la concentration massique du propane 96,32% dans le distillat est Inférieure un peu à la valeur minimum 98,5% demandée, malgré la variation des paramètres opératoires pression et température ainsi que la différence de la composition et les débits de la charge donc cette valeur est acceptable, et signifie la bonne séparation de la colonne de dépropanisation.
- On a trouvé que le butane représente 99,33% (massique) du résidu, cette valeur est supérieure à la valeur minimum 98,84% demandée, ce qui montre la bonne séparation de la colonne de dépropanisation.
- Les concentrations molaires des constituants clés légers dans le résidu sortant de la colonne sont supérieure un peu (proche) à celles du design, sans oublié la différence

des paramètres opératoire et la composition et débit de la charge ce qui révèle a une séparation efficace dans la colonne.

- Les produits obtenus répondent à l'exigence commerciale ce qui dénote la bonne séparation du propane et butane.
- On constate qu'il y a une diminution des débits, cette différence revient à la capacité des pompes qui aspirent et refoulent des débits inférieurs à celles du design.
- On signale que l'unité fonctionne à une capacité de production de 92,48 %, et afin d'étudier une comparaison on doit prendre la capacité de 100% qui correspond à un débit molaire de charge égale à L= 744kmol/h.

Conclusion générale

Conclusion générale :

Notre travail a porté sur le calcul de la colonne de dépropanisation (C-03) de l'unité de gas plant 1 (U30) et la vérification de son fonctionnement.
Pour cela, on a effectué un calcul de vérification du bilan matière et thermique de la colonne, ainsi de ses paramètres de marche.
Les résultats de calcul de l'état actuel obtenus sont acceptables et sont très proches aux valeurs du design, ce qui montre que la colonne fonctionne normalement. (Voir : tableau VI-32 et tableau VI-33).

Les dimensions calculés de la colonne et du ballon de reflux sont en parfait accord avec les dimensions du design, ce qui montre que la colonne et le ballon de reflux supporte bien la charge traitée actuellement. (Voir : tableau VI-34 et tableau VI -35).

Les résultats concernant la qualité finale des produits obtenus par chromatographie, nous a permis d'avoir des produits conformes aux normes de commercialisation ''on spec''.
On a trouvé que le propane représente 96,32% du distillat, ainsi que le butane représente 99,33 % du résidu, ce qui montre la bonne séparation de la colonne de dépropanisation. (Voir : tableaux VI-37 et VI-38). Donc ces produits sont qualifiés pour le stockage et à la commercialisation.
Les résultats de notre calcul ont fait apparaitre que le dépropaniseur fonctionne suivant les normes exigées par la dernière étude de réhabilitation de l'unité de gaz plant et n'a pas besoin de modification dans ses paramètres de marche (températures et pressions) ni dans son dimensionnement. Reste à vérifier les paramètres de fonctionnement du condenseur et du rebouilleur, et vérifier les capacités des pompes, c'est ce qu'on recommande à faire.

Par ailleurs, le stage pratique nous a permis d'approfondir et de mettre en application nos connaissances théoriques durant notre cursus universitaire et de maîtriser le fonctionnement de l'unité de traitement et de séparation des GPL.

Références bibliographiques

Références bibliographiques

[1]. Y. Abchi, perspective des exportations des GPL et place de SONATRACH sur le marché méditerranéen, revue de l'Institut Algérien de Pétrole, vol 04, 1, Janvier 2001, p. 10.
[2]. Rapport annuel 2015 de l'Association mondiale de GPL ''World LPG Association'', site Web : www.worldlpgas.com
[3]. Les produits développés en Algérie/ Le GPL carburant, ministère de l'énergie, site web: www.energy.gov.dz
[4]. Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K)
[5]. Manuel opératoire de l'unité à gaz 1 (U30).
[6]. Propriétés des GPL, caractéristiques générales et physico-chimiques, Comité Français du Butane et Propane (CFBP), site web : www.cfbp.fr
[7]. Fiche pédagogique des GPL, site web : www.connaissancedesenergies.org
[8]. Les GPL, Primagaz, DRH/FOR 2005, site web : www.primagaz.fr
[9]. Jean-Claude Guibet, *Carburants et moteurs:technologies, énergie, environnement ; Publications de l'Institut Français du Pétrole*, vol. 2, Technip, 1997, p. 830.
[10]. J. P Wauquier, tome 1 : pétrole brut et produits pétroliers, publication de l'Institut Français de Pétrole, édition Technip, Paris, 1994.
[11]. Document sur les risque majeurs des produits pétroliers de la raffinerie de Skikda (RA1K)
[12]. Consommation des GPL**,** site web : www.planetscope.com
[13]. Raffinage du pétrole tome 5 Exploitations et gestion de la raffinerie.
[14]. Le marché du GPL dans le monde, association de défense des consommateurs de propanes, Site web: www.adecopro.wordpress.com
[15]. Bilan énergétique national 2014, ministère de l'énergie de la république Algérienne démocratique et populaire.
[16]. Algérie énergie, revue Algérienne de l'énergie N° 04, Avril-Mai 2015.
[17]. Energie &mines, revue périodique du secteur de l'énergie et des mines N°10, Mars 2009.
[18]. SONATRACH veut promouvoir le GPL en Algérie, site web : www.Algérie.dz.com
[19]. D. Hadjazi, industrie Algérienne de GPL : passé, présent et perspectives, séminaire international sur les GPL/c, Juin 2009, p. 22-23.
[20]. J.P Wauquier, pétrole brut, produit pétrolières, schéma de fabrication, *publications de l'Institut Français du Pétrole*, tome 1, édition Technip, Paris, 1992, p. 184.
[21]. L'office national canadienne de l'énergie 2005, URL : http://www.one-neb.gc.ca
[22]. M. Haslay, les gaz de pétrole liquéfiés dossier CFBP, édition comité français du butane et propane, 1996, p. 85.
[23]. P. Daverat, moteur à gaz et cogénération, revue générale de thermique, vol. 383, 1993, p. 59-64.
[24]. Le GPL carburants, Institut Français du Pétrole, site web : www.ifpenergiesnouvelles.fr
[25]. A. Van Tigglen, collaborateurs oxydations et combustions, édition Technip, 1968, p. 301.
[26]. Les carburants de substitutions pour les transports routiers et une série de mesures visant à promouvoir l'utilisation des biocarburants, site web : www.eur-law.eu, Mai 2010.

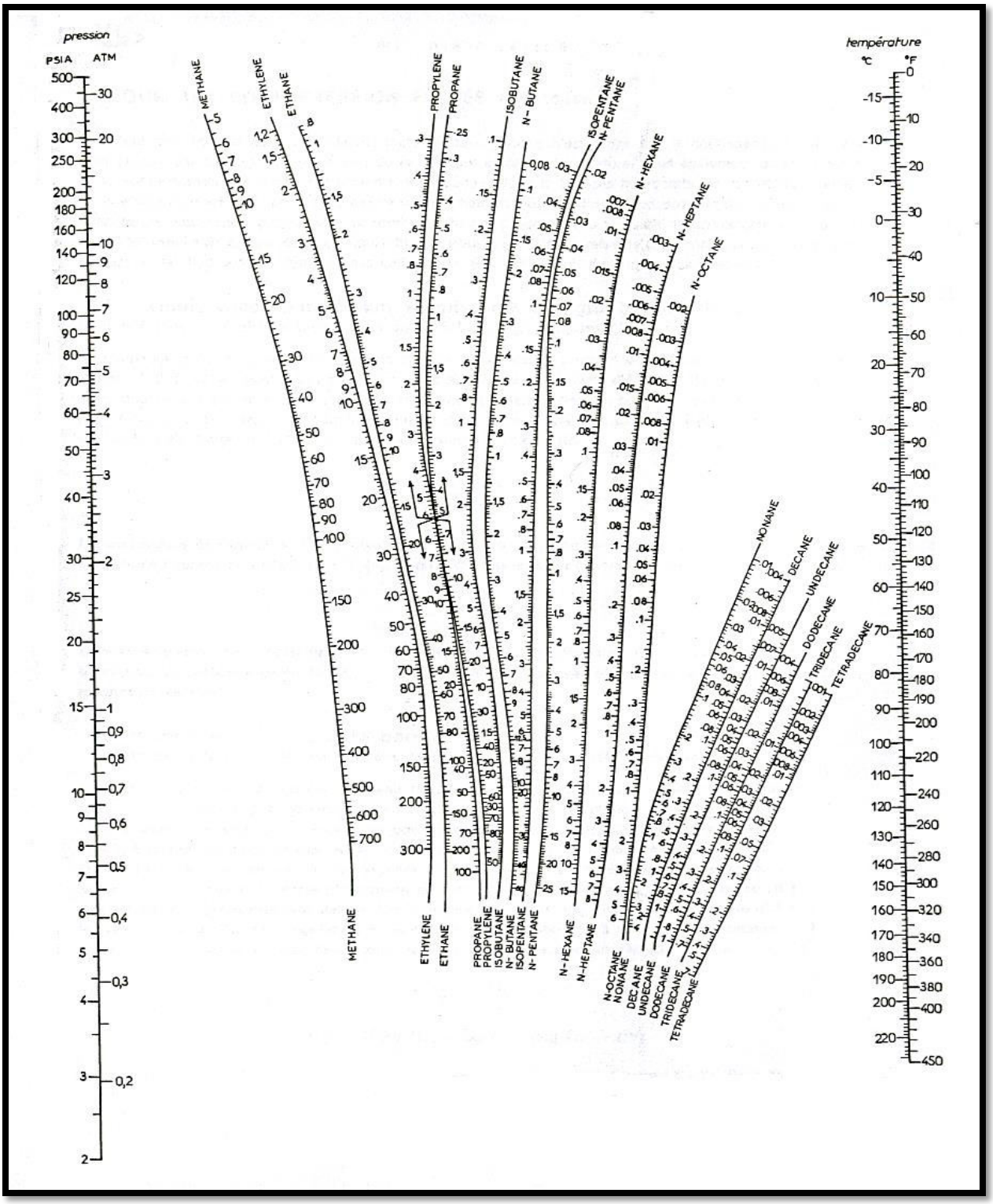
Références bibliographiques

[27]. P. Arquès, pollution de l'air : causes, conséquences, solutions, édition Edisud 1998, P. 85.
[28]. A. Daoud, les moteurs et les carburants de demain, séminaire environnement et transports, Ecole Nationale des Ponts et Chaussées, Novembre 1995, p.21-23.
[29]. Association Algérienne de l'industrie de gaz, site web : www.aegpl.eu, Mai 2010.

[30]. P. Belov, Principes technologiques de synthèse pétrochimique, édition école supérieur Moscou, 1954.
[31]. IFP enspm formation, stockage des GPL
[32]. Distribution des GPL, site web: www.technoscience.com.
[33]. J. CRABOL, transfert de matière et transfert de chaleur ''les équipements des unités pétrolières''.
[34]. La rectification des produits pétroliers, site web : educasol.education.fr
[35]. Cours du module ''opération unitaire 1'', enseignant : Mr. L. BELAMRI, Dr en raffinage, Faculté des hydrocarbures et de la chimie (FHC), UMBB.
[36]. La distillation, IFP enspm formation
[37]. Colonne à plateaux, P. WUITHIER Raffinage et génie chimique tome 2, édition Technip, Paris 1972.
[38]. Raffinage du pétrole, tome 4 Matériels et équipements.
[39]. Distillation-Absorption, Technique de l'ingénieur
[40].J. Stichmair, ''Distillation & Rectification'', Ullmann's Encyclopedia of industrial chemistry, 2000.
[41]. Cours du module ''Transfert de matière 1'', enseignante : Mme. Kahina BEDDA, Maitre assistante à la Faculté des hydrocarbures et de la chimie (FHC), UMBB.
[42].A. SKOBLO, I. TREGOUBOVE, N. EGOROV, ''Méthodes et appareils de l'industrie du pétrole", édition étude supérieur, Moscou.
[43]. P. WUITHIER, Raffinage et génie chimique tome 1 et 2, édition Technip, Paris 1972.
[44]. calcul du topping G.OTMANINE et S.MUSTAFAEF , faculté des hydrocarbures et de **la** chimie.

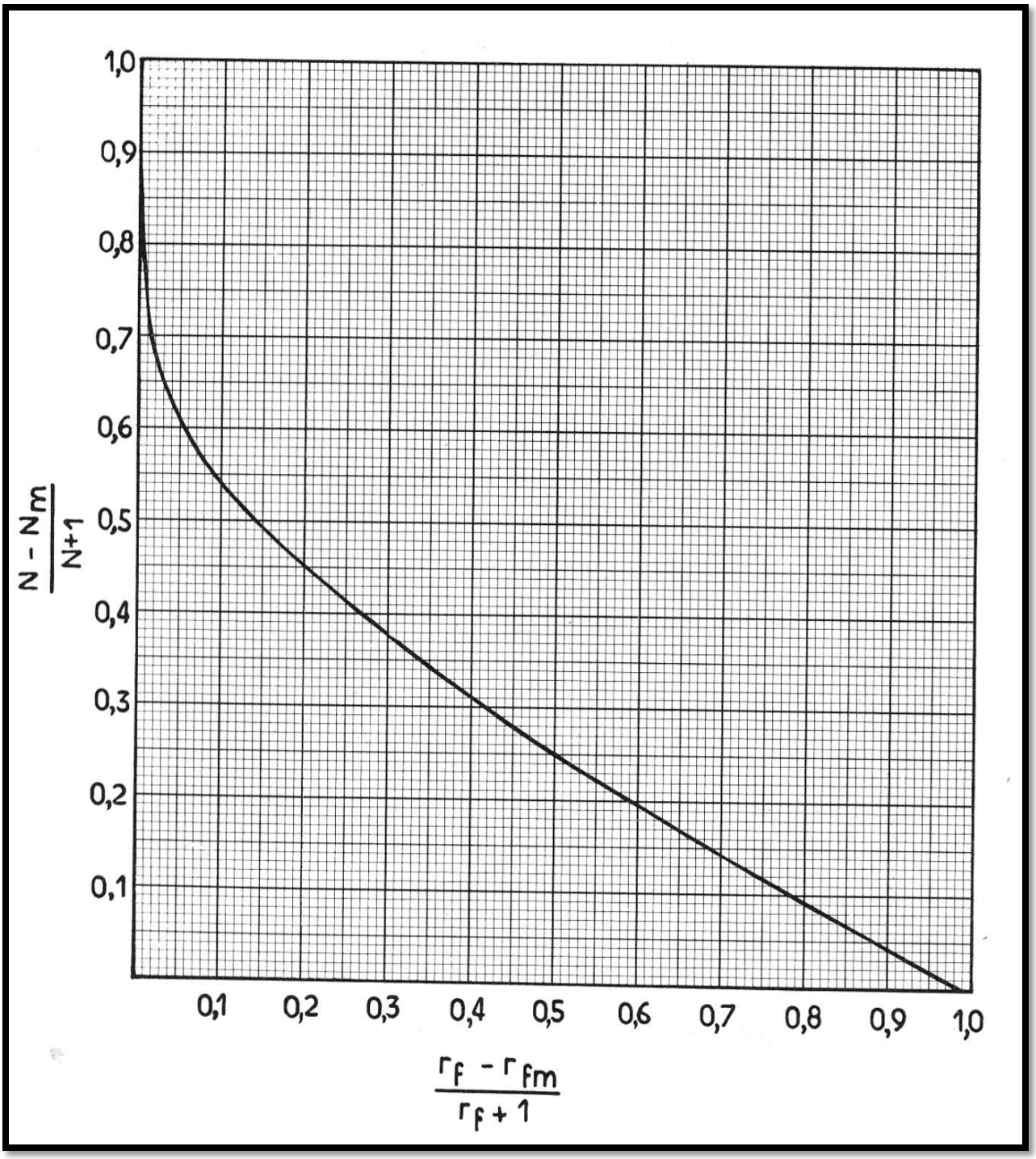
Annexe

Annexe



Annexe (01) : Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibel et Jenny)

Annexe

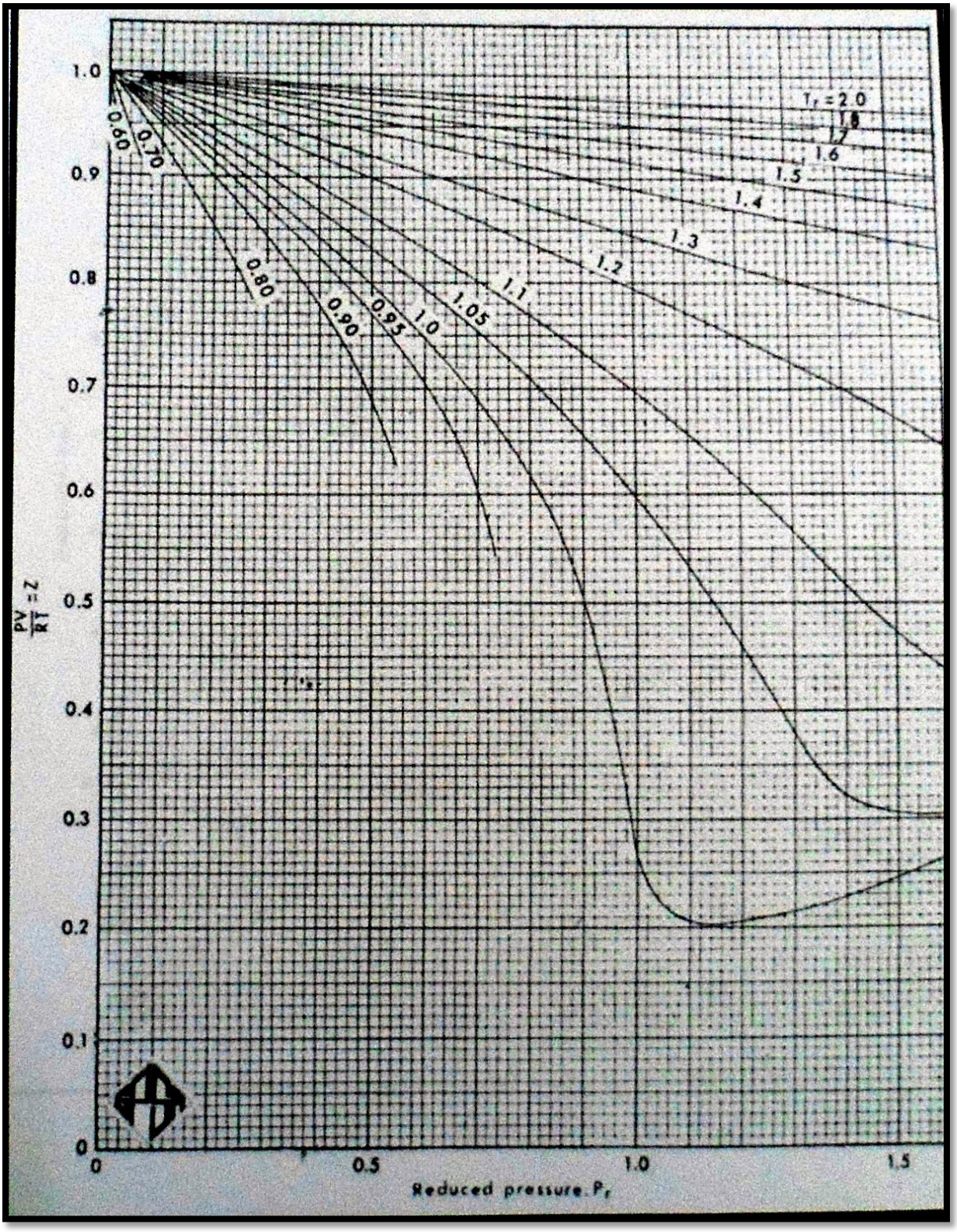


Annexe (02) : Diagramme de Gilliland

SUBSTANCE	TEMPÉRATURE CRITIQUE (°K)	PRESSION CRITIQUE (atm.)	VOLUME CRITIQUE (cm^3/mole)	z_c	ω
Paraffines					
Méthane	191,1	45,8	99	0,289	0,013
Ethane	305,5	48,2	148	0,285	0,105
Propane	370	42	200	0,276	0,152
n-Butane	425,2	37,5	255	0,274	0,200
Isobutane	408,1	36	263	0,283	0,192
n-Pentane	469,8	33,3	311	0,268	0,252
Isopentane	461	32,9	308	0,268	0,206
Néopentane	433,8	31,6	303	0,269	0,195
n-Hexane	507,9	29,9	368	0,264	0,298
n-Heptane	540,2	27	426	0,259	0,349
n-Octane	569,4	24,6	490	0,258	0,392
Oléfines					
Ethylène	282,4	50	124	0,267	0,097
Propène	365	45,6	181	0,275	0,140
1-Butène	419,6	39,7	240	0,277	0,203
2-Butène trans	430	41	236	0,274	0,273
Isobutène	417,9	39,5	239	0,275	0,234
1-Pentène	474	40			
2-Pentène	475,6	40,4			
3-Méthylbutène-1	464,8	33,9			
2-Méthyl-2-butène	470	34			
Hexène	516,7				
Octène	578				
Dioléfines					
Propadiène	393				
1-3-Butadiène	425	42,7	221	0,271	0,195
Acétyléniques					
Acétylène	309	61,6	113	0,275	0,186
Propyne	401	52,8			
1-Butyne	463,7				
2-Butyne	488,7				
1-Pentyne	493,5				
Cycloparaffines					
Cyclopentane	511,8	44,6	260	0,276	0,195
Méthylcyclopentane	532,8	37,4	319	0,273	0,235
Ethylcyclopentane	569,5	33,5	375	0,269	0,271
Cyclohexane	553	40	308	0,272	0,213
Méthylcyclohexane	572,3	34,3	344	0,251	0,257
Aromatiques					
Benzène	562	48,6	260	0,274	0,211
Toluène	594	41,6	320	0,273	0,241
o-Xylène	631,6	36,9			0,302
m-Xylène	619	36			0,328
p-Xylène	618	35			0,314
Ethylbenzène	619,6	38			0,317
n-Propylbenzène	638,8	32	430	0,262	0,346
Isopropylbenzène	635,9	32	430	0,264	0,286
Alcools					
Méthanol	513,2	78,5	118	0,220	
Ethanol	516	63	167	0,249	
n-Propanol	537	50,2	220	0,251	
Isopropanol	508,8	53	219	0,278	
n-Butanol	561	49			
sec-Butylalcool	538				
tert-Butylalcool	508				
Phénol	692,4	60,5			
o-Crésol	695	49,4			
m-Crésol	705	45	310	0,241	
p-Crésol	699	50,8			

Annexe (03) : Coordonnées critiques

Annexe



Annexe (04) : Facteurs de compressibilité

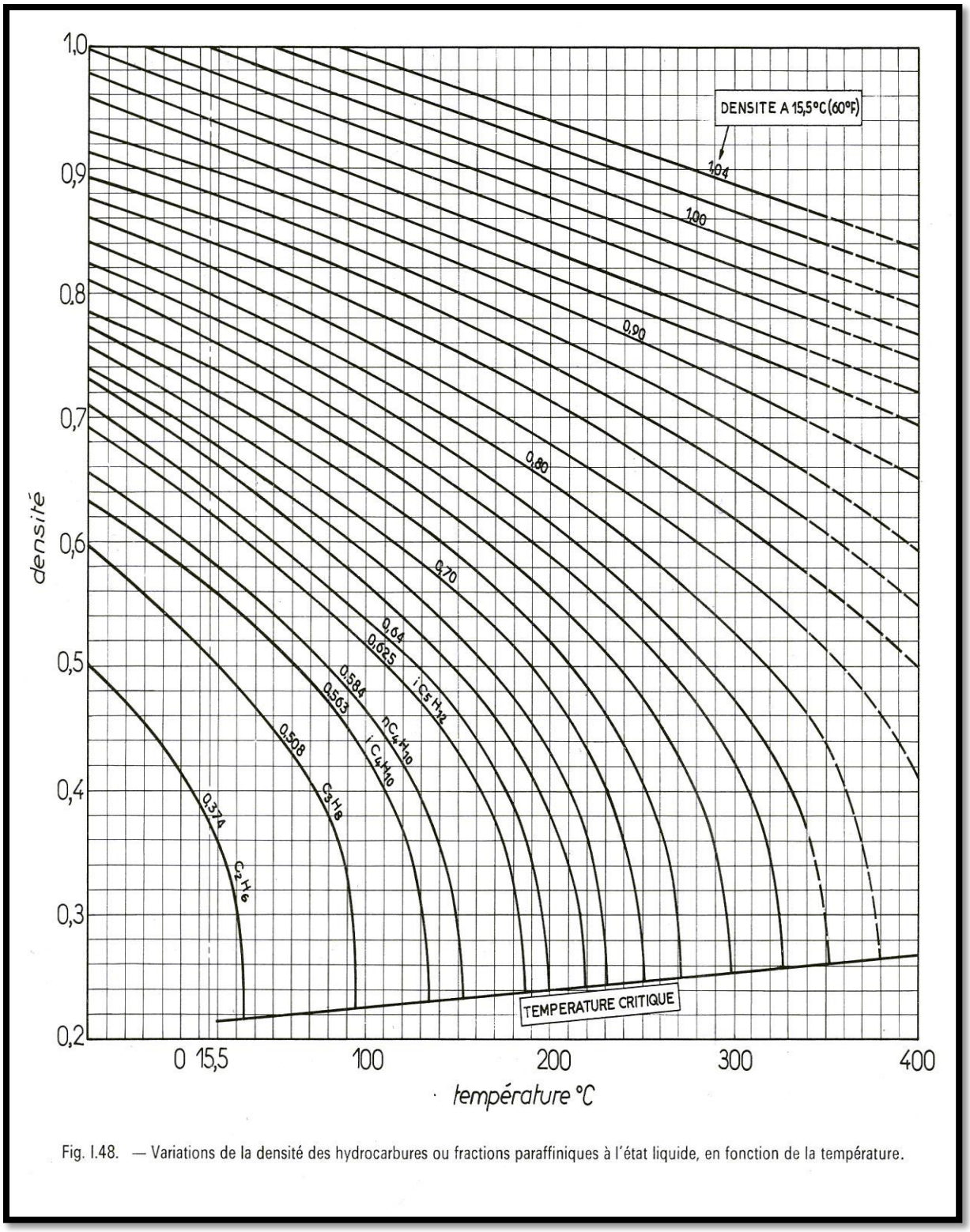


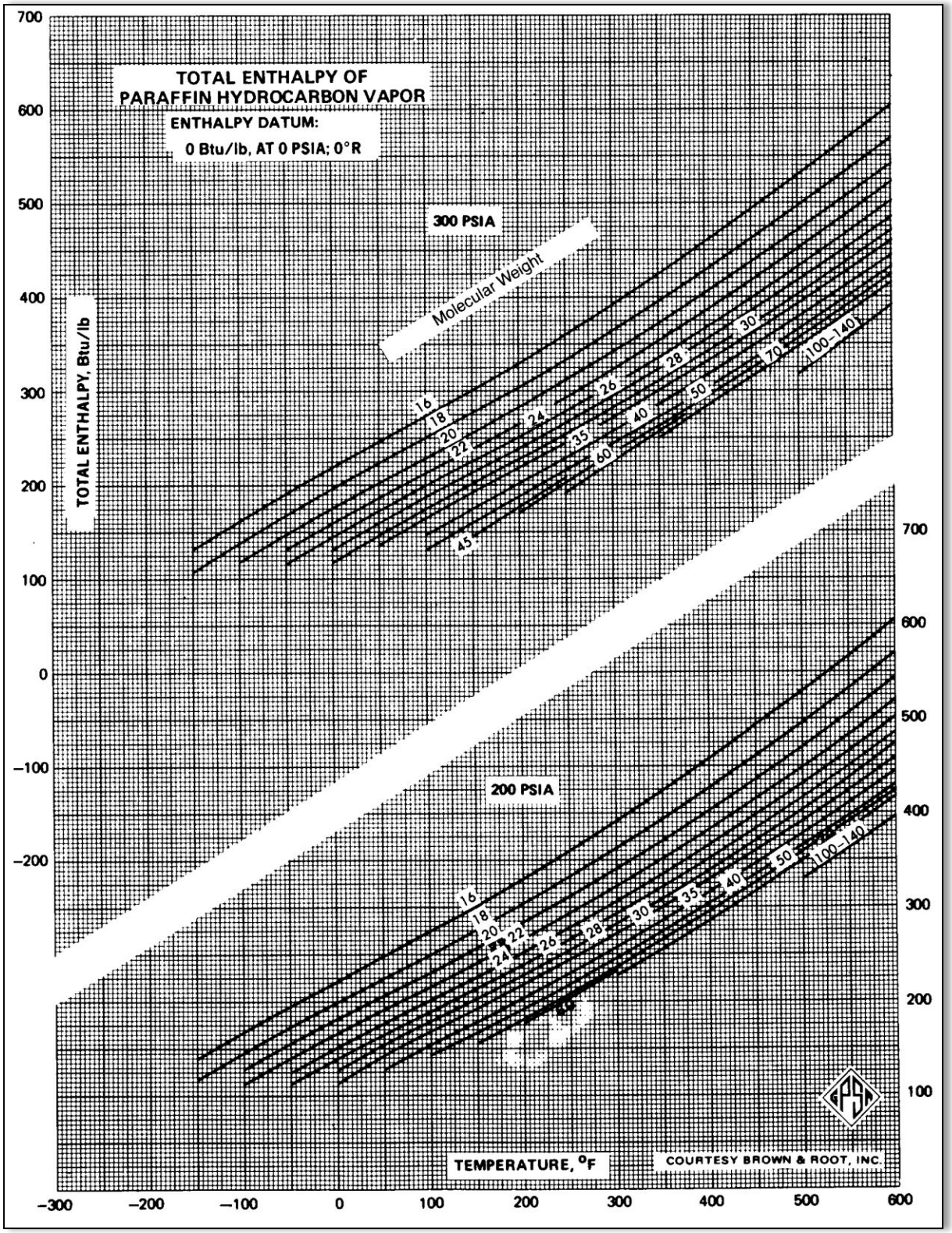
Fig. I.48. — Variations de la densité des hydrocarbures ou fractions paraffiniques à l'état liquide, en fonction de la température.

Annexe (05) : Vérification de la densité des hydrocarbures ou fractions paraffiniques à l'état liquide en fonction de la température

θ	h/R	C/R	h/C	S/R²	θ	h/R	C/R	h/C	S/R²
81	0.239594	1.29890	0.184459	0.2130141	131	0.585307	1.81992	0.321611	0.7658357
82	.245290	1.31212	.186942	.2204508	132	.593263	1.82709	.324704	.7803448
83	.251044	1.32524	.189433	.2280384	133	.601251	1.83412	.327814	.7949670
84	.256855	1.33826	.191932	.2357772	134	.609269	1.84101	.330943	.8097006
85	.262723	1.35118	.194440	.2436676	135	.617317	1.84776	.334089	.8245437
86	.268646	1.36400	.196955	.2517094	136	.625393	1.85436	.337255	.8394945
87	.274626	1.37671	.199481	.2599034	137	.633499	1.86084	.340437	.8545511
88	.280660	1.38932	.202012	.2682494	138	.641632	1.86716	.343641	.8697117
89	.286750	1.40182	.204556	.2767476	139	.649793	1.87334	.346863	.8849742
90	.292893	1.41421	.207107	.2853982	140	.657980	1.87939	.350103	.9003667
91	.299091	1.42650	.209668	.2942010	141	.666193	1.88528	.353366	.9157968
92	.305342	1.43868	.212238	.3031559	142	.674432	1.89104	.356646	.9313529
93	.311645	1.45075	.214816	.3122632	143	.682695	1.89665	.359948	.9470027
94	.318002	1.46271	.217406	.3215226	144	.690983	1.90211	.363272	.9627442
95	.324410	1.47456	.220005	.3309339	145	.699294	1.90743	.366616	.9785754
96	.330869	1.48629	.222614	.3404970	146	.707628	1.91261	.369980	.9944937
97	.337380	1.49791	.225234	.3502115	147	.715985	1.91764	.373368	1.0104973
98	.343941	1.50942	.227863	.3600772	148	.724363	1.92252	.376778	1.0265840
99	.350552	1.52081	.230503	.3700937	149	.732762	1.92726	.380209	1.0427512
100	.357212	1.53209	.233153	.3802606	150	.741181	1.93185	.383664	1.0589969
101	.363922	1.54325	.235815	.3905775	151	.749620	1.93630	.387140	1.0753188
102	.370680	1.55429	.238488	.4010440	152	.758078	1.94059	.390643	1.0917144
103	.377485	1.56522	.241171	.4116594	153	.766555	1.94474	.394168	1.1081816
104	.384339	1.57602	.243867	.4224232	154	.775049	1.94874	.397718	1.1247180
105	.391239	1.58671	.246572	.4333348	155	.783560	1.95259	.401293	1.1413210
106	.398185	1.59727	.249299	.4443935	156	.792088	1.95630	.404891	1.1579885
107	.405177	1.60771	.252021	.4555999	157	.800632	1.95985	.408517	1.1747179
108	.412215	1.61803	.254764	.4669494	158	.809191	1.96325	.412169	1.1915068
109	.419297	1.62823	.257517	.4784450	159	.817765	1.96651	.415845	1.2083528
110	.426424	1.63830	.260284	.4900846	160	.826352	1.96962	.419549	1.2252533
111	.433594	1.64825	.263063	.5018674	161	.834952	1.97257	.423281	1.2422059
112	.440807	1.65808	.265854	.5137923	162	.843566	1.97537	.427042	1.2592082
113	.448063	1.66777	.268660	.5258585	163	.852191	1.97803	.430828	1.2762575
114	.455361	1.67734	.271478	.5380648	164	.860827	1.98054	.434643	1.2933512
115	.462700	1.68678	.274310	.5504103	165	.869474	1.98289	.438488	1.3104871
116	.470081	1.69610	.277154	.5628938	166	.878131	1.98509	.442363	1.3276623
117	.477501	1.70528	.280013	.5755142	167	.886797	1.98714	.446268	1.3448744
118	.484962	1.71433	.282887	.5882703	168	.895472	1.98904	.450203	1.3621207
119	.492462	1.72326	.285773	.6011611	169	.904154	1.99079	.454169	1.3793987
120	.500000	1.73205	.288684	.6141847	170	.912844	1.99238	.458165	1.3967057
121	.507576	1.74071	.291591	.6273404	171	.921541	1.99383	.462196	1.4140393
122	.515190	1.74924	.294522	.6406267	172	.930244	1.99513	.466257	1.4313966
123	.522841	1.75763	.297469	.6540421	173	.938952	1.99627	.470358	1.4487751
124	.530528	1.76590	.300429	.6675852	174	.947664	1.99726	.474482	1.4661721
125	.538251	1.77402	.303411	.6812546	175	.956381	1.99810	.478645	1.4835852
126	.546010	1.78201	.306401	.6950488	176	.965101	1.99878	.482845	1.5010115
127	.553802	1.78987	.309409	.7089613	177	.973823	1.99931	.487080	1.5184484
128	.561629	1.79759	.312434	.7230052	178	.982548	1.99970	.491348	1.5358933
129	.569489	1.80517	.315477	.7371642	179	.991274	1.99992	.495657	1.5533435
130	.577382	1.81262	.318534	.7514417	180	1.000000	2.00000	.500000	1.5707963

Annexe (06) : Segments circulaires

Annexe



Annexe (07) : diagramme des enthalpies total des paraffines des hydrocarbures vapeurs en fonction de la température et la masse moléculaire